



TUGAS AKHIR TK - 145501

**PABRIK BIOETANOL DARI LIMBAH KULIT
PISANG DENGAN PROSES FERMENTASI
MENGUNAKAN DEHIDRASI *MOLECULAR
SIEVE***

UMI ISKRIMA AIDA
NRP. 2312 030 001

TIVANY SILVIA
NRP. 2312 030 009

Dosen Pembimbing
Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA
NIP. 19600624 198701 1 001

PROGRAM STUDI D III TEKNIK KIMIA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2015



FINAL PROJECT TK-145501

**BIOETHANOL PRODUCTION PLANT FROM
BANANA WASTE BY FERMENTATION PROCESS
USING MOLECULAR SIEVE DEHYDRATION**

**UMI ISKRIMA AIDA
NRP. 2312 030 001**

**TIVANY SILVIA
NRP. 2312 030 009**

**Dosen Pembimbing
Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA
NIP. 19600624 198701 1 001**

**DEPARTMENT OF DIII CHEMICAL ENGINEERING
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY
SEPULUH NOPEMBER INSTITUTE OF TECHNOLOGY
SURABAYA
2015**

**LEMBAR PENGESAHAN
LAPORAN TUGAS AKHIR DENGAN JUDUL :
PABRIK BIOETANOL DARI LIMBAH KULIT
PISANG DENGAN PROSES FERMENTASI
MENGUNAKAN DEHIDRASI *MOLECULAR*
*SIEVE***

Telah diperiksa dan disetujui oleh :

Dosen Pembimbing



Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA

NIP. 19600624 198701 1 001

Mengetahui,

Ketua Program Studi

D III Teknik Kimia FTI-ITS



Ir. Budi Setiawan, MT

NIP. 19540220 198701 1 001

Koordinator Tugas Akhir

D III Teknik Kimia FTI-ITS



Achmad Ferdiansyah P. P., S. T., M. T.

NIP. 2300201308002

LEMBAR PERBAIKAN TUGAS AKHIR

Telah diperiksa dan disetujui sesuai dengan hasil ujian Tugas Akhir pada tanggal 16 Juni 2015, dengan judul **PABRIK BIOETANOL DARI LIMBAH KULIT PISANG DENGAN PROSES FERMENTASI MENGGUNAKAN DEHIDRASI MOLECULAR SIEVE**, yang disusun oleh:

Umi Iskrima Aida (2312 030 001)
Tivany Silvia (2312 030 009)

Mengetahui dan menyetujui,

Dosen Penguji



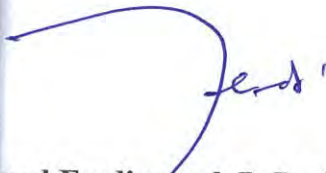
Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, MT
NIP. 19580703 1985022 001

Dosen Penguji



Nurlaili Humaldah, ST, MT
NIP. 2300 201308 001

Koordinator Tugas Akhir



mad Ferdiansyah P. P., S. T., M. T.
NIP. 2300201308002

Dosen Pembimbing



Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA
NIP. 19600624 198701 001

PABRIK BIOETANOL DARI LIMBAH KULIT PISANG DENGAN PROSES FERMENTASI MENGGUNAKAN DEHIDRASI MOLECULAR SIEVE

Nama Mahasiswa : Umi Iskrima Aida (2312 030 001)
: Tivany Silvia (2312 030 009)
Program Studi : DIII Teknik Kimia FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA

ABSTRAK

Kulit pisang merupakan limbah agrikultur mengandung pati dan lignocelulosa yang berpotensi sebagai bahan baku pembuatan bioetanol. Proses produksi dilakukan dengan menggunakan proses fermentasi, dengan metode pretreatment delignifikasi alkali dan dehidrasi molecular sieve. Pabrik dengan kapasitas produksi sebesar 2.667 kg/hari akan didirikan di Kabupaten Lumajang, Jawa Timur, dengan pertimbangan kemudahan akses bahan baku dan distribusi produk.

*Proses pembuatan bioetanol meliputi 5 tahap. Tahap delignifikasi bahan baku menggunakan NaOH 2% pada 121°C dan tekanan atmosferis. Tahap hidrolisis pati dan lignocelulosa menjadi gula sederhana dengan bantuan enzim amilase dan cellulase. Tahap fermentasi sirup gula menjadi etanol dilakukan menggunakan yeast *Saccharomyces cerevisiae* 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 beroperasi secara semicontinuous selama 300 hari/tahun dengan basis 24 jam/hari. Kulit pisang yang dibutuhkan sebesar 34.753,94 kg/hari dengan bahan baku pendukung yaitu NaOH, enzim amilase dan cellulase, *Saccharomyces cerevisiae*, serta K_2HPO_4 . Kebutuhan utilitasnya adalah air sanitasi, air pendingin, air boiler dan air proses yaitu masing-masing sebesar 56 m³/hari, 186,27 m³/hari, 4,59 m³/hari dan 15,39 m³/hari.*

Kata kunci : bioetanol, fermentasi, kulit pisang, molecular sieve

**BIOETHANOL PRODUCTION PLANT FROM BANANA
WASTE BY FERMENTATION PROCESS USING
MOLECULAR SIEVE DEHYDRATION**

Students : Umi Iskrima Aida (2312 030 001)
: Tivany Silvia (2312 030 009)
Department : DIII Chemical Engineering FTI-ITS
Supervisor : Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA

ABSTRACT

Banana waste is an amylaceous and lignocellulosic agricultural waste and potential to be used as bioethanol production feedstock. The plant uses fermentation process, using alkali delignification as pretreatment method and molecular sieve dehydration. The plant operated 2,667 kg/day will be located in Lumajang, East Java, due to ease of feedstock access and product distribution.

*Bioethanol production process includes five steps. Feedstock delignification using 2% NaOH at atmospheric 121°C. Starch and lignocellulose hydrolysis into simple sugars using amylase and cellulose enzymes. Syrup fermentation to produce ethanol using yeast *Saccharomyces cerevisiae* occurs 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 330 day/year in 24 hours/day basis. The required banana waste is 34,753.94 kg/day using supporting materials NaOH, amylase and cellulose enzymes, *Saccharomyces cerevisiae*, also K_2HPO_4 . Water utilities includes sanitation, cooling water, boiler water, and process water, each of 56 m³/day, 186.27 m³/day, 4.59 m³/day and 15.39 m³/day.*

Key words : bioethanol, fermentation, banana waste, molecular sieve

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan kehadirat Tuhan Yang Maha Kuasa atas berkat dan rahmat –Nya. Sehingga penulis dapat menyusun laporan Tugas Akhir yang berjudul “Pabrik Bioetanol dari Limbah Kulit Pisang dengan Proses Fermentasi menggunakan Dehidrasi *Molecular Sieve*”.

Laporan ini diajukan untuk memenuhi salah satu syarat kelulusan Program Studi DIII Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Oleh karena itu, penulis menyampaikan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Tuhan Yang Maha Esa atas limpahan berkat dan kasihNya.
2. Orang tua yang senantiasa memberikan doa dan dukungannyakepada kami.
3. Bapak Ir. Budi Setiawan, MT. selaku Ketua Program Studi DIII Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
4. Bapak Prof.Dr.Ir.Suprpto, DEA, selaku Dosen Pembimbing TugasAkhir.
5. Ibu Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, MT, selaku Dosen Penguji Tugas Akhir.
6. Ibu Nurlaili Humaidah, ST, MT, selaku Dosen Penguji Tugas Akhir.
7. Bapak Ir. Budi Setiawan, MT. selaku Dosen Wali kami.
8. Bapak AchmadFerdiansyah P.P., ST, MT, selaku Koordinator Tugas Akhir
9. Serta, semua pihak yang telah membantu penyusun hingga terselesainya laporan ini yang tidak dapat disebutkan satu-persatu.

Penulis menyadari banyak kekurangan dalam penyusunan laporan ini, oleh karena itu penulis mengharapkan saran dan kritik untuk perbaikan di masa mendatang. Akhirnya penyusun berharap agar laporan ini bermanfaat bagi para pembaca.

Surabaya, Juni 2015

Penulis

DAFTAR ISI

KATA PENGANTAR	i
ABSTRAK	ii
ABSTRACT	ii
DAFTAR ISI	iv
DAFTAR GAMBAR	v
DAFTAR GRAFIK	vi
DAFTAR TABEL	vii
BAB I PENDAHULUAN	
I.1 Latar Belakang	I-1
I.2 Dasar Teori	I-9
BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES	
II.1 Macam Proses	II-1
II.2 Seleksi Proses	II-9
II.3 Uraian Proses	II-9
BAB III NERACA MASSA	III-1
BAB IV NERACA ENERGI	IV-1
BAB V SPESIFIKASI ALAT	V-1
BAB VI UTILITAS	
VI.1 Unit Penyediaan Air, Listrik, dan <i>Steam</i>	VI-1
VI.2 Penentuan Kebutuhan Air pada Pabrik Bioetanol	VI-5
BAB VII KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA	
VII.1 Tujuan Penerapan Kesehatan dan Keselamatan Kerja dalam Pabrik Bioetanol	VII-1
VII.2 Kecelakaan Kerja dalam Pabrik Beserta Dampaknya	VII-1
VII.3 Usaha-usaha Kesehatan dan Keselamatan Kerja dalam Pabrik Bioetanol	VII-2
BAB VIII INSTRUMENTASI	
VIII.1 Instrumentasi dan Sistem Pengendalian	VIII-1
VIII.2 Sistem Pengendalian dalam Pabrik Bioetanol	VIII-4
BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA	
IX.1 Sumber dan Karakteristik Limbah Pabrik Bioetanol	IX-1
IX.2 Pengolahan Limbah Industri Bioetanol	IX-3
BAB X KESIMPULAN	X-1
DAFTAR PUSTAKA	ix
LAMPIRAN:	
1. Apendiks A – Neraca Massa	
2. Apendiks B – Neraca Energi	
3. Apendiks C – Spesifikasi Alat	
4. <i>Block Diagram</i>	
5. <i>Flowsheet</i>	

DAFTAR TABEL

Tabel I.1	Produksi Tanaman Pisang di Pulau Jawa	I-3
Tabel I.2	Produksi Buah Pisang di Kabupaten Lumajang	I-4
Tabel I.3	Jumlah Limbah Kulit Pisang di Kabupaten Lumajang	I-4
Tabel I.4	Jumlah Limbah Kulit Pisang di Pulau Jawa	I-5
Tabel I.5	Data Ekspor – Impor Etanol di Indonesia	I-5
Tabel I.6	Data Produksi Etanol di Indonesia	I-5
Tabel I.7	Kapasitas produksi beberapa perusahaan bioetanol di Indonesia tahun 2006	I-7
Tabel I.8	Komposisi Kandungan Kulit Pisang	I-9
Tabel III.1	Komposisi bahan baku limbah kulit pisang	III-1
Tabel III.2	Neraca Massa pada Unit <i>Hammer Mill</i> (E-110)	III-1
Tabel III.3	Neraca Massa pada Unit Reaktor Delignifikasi (R-120).....	III-1
Tabel III.4	Neraca Massa pada Unit Reaktor Hidrolisis Pati (R-210)	III-2
Tabel III.5	Neraca Massa pada Unit Reaktor Hidrolisis Lignoselulosa (R-220)	III-3
Tabel III.6	Neraca Massa pada Unit <i>Rotary Vacuum Filter</i> (H-223).....	III-3
Tabel III.7	Neraca massa pada unit Tangki Penampung Sirup Gula (F-312).....	III-4
Tabel III.8	Neraca massa pada unit Tangki Sterilisasi (F-313)	III-5
Tabel III.9	Neraca massa pada unit Tangki Starter Ragi (R-310).....	III-5
Tabel III.10	Neraca massa pada unit Fermentor (R-320)	III-6
Tabel III.11	Neraca Massa pada Unit <i>Rotary Vacuum Filter</i> (H-323).....	III-7
Tabel III.12	Neraca Massa pada Unit Distilasi I (D-410).....	III-7
Tabel III.13	Neraca Massa pada Unit Distilasi II (D-420)	III-8
Tabel III.14	Neraca Massa pada Unit <i>Molecular Sieve</i> (A-510)	III-8
Tabel IV.1	Neraca panas pada Unit <i>Heater</i> (R-120).....	IV-1
Tabel IV.2	Neraca panas pada Unit Reaktor Delignifikasi (R-120).....	IV-1
Tabel IV.3	Neraca panas pada Unit <i>Cooler</i> (E-211).....	IV-2
Tabel IV.4	Neraca panas pada Unit Reaktor Hidrolisis Pati (R-210).....	IV-2
Tabel IV.5	Neraca panas pada Unit Reaktor Hidrolisis Lignoselulosa IV- (R-210).....	IV-2

Tabel IV.6	Neraca panas pada Unit <i>Rotary Vacuum Filter</i> (H-223).....	IV-2
Tabel IV.7	Neraca panas pada Tangki Sterilisasi (F-313)	IV-3
Tabel IV.8	Neraca panas pada Unit <i>Cooler</i> (E-314).....	IV-3
Tabel IV.9	Neraca panas pada Unit Tangki Starter Ragi (R-310).....	IV-3
Tabel IV.10	Neraca panas pada Unit Fermentor (R-320).....	IV-3
Tabel IV.11	Neraca panas pada Unit <i>Rotary Vacuum Filter</i> (H-323).....	IV-4
Tabel IV.12	Neraca panas pada Unit <i>Heater</i> (E-411).....	IV-4
Tabel IV.13	Neraca panas pada Unit Distilasi I (E-314)	IV-4
Tabel IV.14	Neraca panas pada Unit Distilasi II (E-314).....	IV-4
Tabel IV.15	Neraca panas pada Unit <i>Molecular Sieve</i> (E-314).....	IV-5
Tabel VI.1	Parameter air proses sebagai air boiler	VI-2
Tabel IX.1	Limbah gas hasil proses produksi bioetanol	IX-1
Tabel IX.2	Limbah cair hasil proses produksi bioetanol	IX-1
Tabel IX.3	Limbah padat hasil proses produksi bioetanol.....	IX-2

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Proses produksi etanol dari biji jagung dengan menggunakan metode giling keringII-5
Gambar 2.2	Proses produksi etanol dari biji jagung dengan menggunakan metode giling basahII-5
Gambar 2.3	Skema diagram blok produksi etanol menggunakan bahan baku tanaman pisang beserta limbahnyaII-7

BAB I

PENDAHULUAN

I.1. Latar Belakang

Berdasarkan data resmi *Satuan Kerja Khusus Hulu Minyak dan Gas Bumi (SKK Migas)* mengenai potensi bahan bakar minyak Indonesia, diketahui bahwa cadangan terbukti minyak Indonesia (terdiri dari cadangan yang sudah dikembangkan dan yang belum dikembangkan) adalah sebesar 3,59 miliar barel, yang mana diprediksi akan habis dalam 11 tahun ke depan. Data tersebut juga menunjukkan terjadinya penurunan cadangan minyak Indonesia sebanyak 150,39 juta barel dari level 3,74 miliar barel pada tahun 2012. Hal ini disebabkan karena produksi minyak tahunan yang lebih besar daripada penemuan cadangan minyak baru, seperti yang dapat dilihat pada data penemuan cadangan minyak baru sepanjang 2012 mencapai 164,28 juta barel, sementara jumlah minyak yang diproduksi sebesar 329,9 juta barel. Kelangkaan bahan bakar fosil di Indonesia menciptakan peluang penemuan bahan bakar terbarukan, seperti biodiesel dan bioetanol.

Bioetanol merupakan etanol yang berasal dari hasil fermentasi biomassa dan digunakan sebagai bahan bakar. Bioetanol memberikan banyak keuntungan, di antaranya memiliki kandungan energi termal yang lebih rendah (sekitar 45% per galon daripada diesel), harga yang terjangkau, dan emisi gas buang yang dihasilkan lebih rendah daripada gasolin atau diesel. Bioetanol memiliki bilangan oktan tinggi (99) daripada bahan bakar fosil (80-100) dikarenakan tidak adanya *preignition* ketika digunakan. Sehingga, bioetanol banyak digunakan sebagai zat aditif bahan bakar gasolin dan jarang berupa dalam bentuk murninya.

Dewasa ini, *biofuel* seperti bioetanol, biodiesel, biohidrogen, dan gas metana yang berasal dari biomassa lignoselulosa diproduksi dari limbah agrikultur daripada hasil panen yang mengandung energi; karena mereka bersaing dengan tanaman pangan. Limbah agrikultur sangat melimpah jumlahnya dan memiliki masalah pembuangan. Sebagai alternatif, digunakan



biomassa lignoselulosa sehingga persaingan antara kebutuhan pangan dan bahan bakar dapat diminimisasikan. Biomassa lignoselulosa dalam bentuk material tanaman seperti rumput, kayu, dan residu hasil panen menawarkan kemungkinan sumber gula dapat diperbarui dan dapat diubah menjadi etanol. Potensi menggunakan material lignoselulosa dalam produksi bioetanol sangat umum dikenal. Akan tetapi, menghidrolisis lignoselulosa menjadi gula reduksi yang dapat difermentasikan masih menjadi sebuah tantangan, karena mereka memiliki struktur menyerupai kristal yang kuat dan biasanya dikelilingi lignin, yang dapat mereduksi kemudahan akses bagi enzim hidrolitik. *Pretreatment* biomassa lignoselulosa mengakibatkan pemecahan substansial struktur lignoselulosa, hidrolisis fraksi hemiselulosa, depolimerisasi senyawa lignin, dan defibrasi. Metode *pretreatment* yang beragam digunakan seperti penambahan senyawa asam, penambahan senyawa alkali, ledakan uap, dan ozonolisis. Kemudahan akses senyawa selulosa bagi enzim sangat dapat ditingkatkan dengan menggunakan strategi efektif *pretreatment* (Mutreja et al., 2011).

Pisang merupakan salah satu dari sumber daya pangan utama di dunia dan menjadi peringkat keempat dunia dari bahan pangan signifikan setelah beras, jagung, dan susu. Umumnya kulit/residu buah dikeringkan, digiling, dibentuk pelet, dan dijual pada produsen pakan ternak dengan harga yang sangat murah yang mana tidak menguntungkan. Meski kulit pisang merupakan limbah buah, beratnya mencapai 30-40% dari berat buah total dan mengandung karbohidrat, protein, dan serat dalam jumlah yang signifikan. Kulit pisang merupakan limbah agrikultur yang mudah dijumpai dan berpotensi digunakan sebagai media pertumbuhan untuk ragi, di samping kandungan karbohidrat yang tinggi dan nutrisi dasar lainnya yang dapat mendukung pertumbuhan ragi. Karena kulit pisang mengandung lignin dalam jumlah rendah, dapat digunakan sebagai substrat yang baik untuk produksi produk bernilai seperti etanol (Singh et al., 2014).

Kulit pisang merupakan bahan buangan (limbah buah pisang) yang cukup banyak jumlahnya. Pada umumnya kulit pisang belum dimanfaatkan secara nyata, hanya dibuang sebagai



limbah organik saja atau digunakan sebagai makanan ternak seperti kambing, sapi, dan kerbau. Jumlah kulit pisang yang cukup banyak akan memiliki nilai jual yang menguntungkan apabila bisa dimanfaatkan sebagai bahan baku makanan. Jumlah dari kulit pisang cukup banyak, yaitu kira-kira 1/3 dari buah pisang yang belum dikupas. Kandungan unsur gizi kulit pisang cukup lengkap, seperti karbohidrat, lemak, protein, kalsium, fosfor, zat besi, vitamin B, vitamin C dan air. Unsur-unsur gizi inilah yang dapat digunakan sebagai sumber energi dan antibodi bagi tubuh manusia (*Munadjim, 1988*).

Menurut *Badan Pusat Statistik (2014)*, sentra produksi utama pisang Indonesia pada tahun 2012 antara lain berada pada Jawa Timur (1.362.881 ton), Jawa Barat (1.192.861 ton), dan Lampung (817.606 ton). Kabupaten penghasil pisang terbesar adalah Jember, Malang, Lumajang, Bojonegoro, dan Pasuruan. Selama periode 1997-2001, masing-masing kabupaten di atas mengalami pertumbuhan produksi buah pisang rata-rata sebesar 68,728%, 56,99%, 30,51%, 17,44%, dan 13,65%.

Berikut ini merupakan data statistik yang menunjang dalam penentuan kapasitas produksi pabrik bioetanol baru, yang diambil dari Badan Pusat Statistik Jawa Timur:

Tabel I.1 Produksi Tanaman Pisang di Pulau Jawa

Daerah	Total Produksi (ton)	
	2011	2012
DKI Jakarta	695	2.194
Jawa Barat	1.360.126	1.192.861
Banten	248.272	248.243
Jawa Tengah	750.775	617.455
DI Yogyakarta	38.976	61.153
Jawa Timur	1.188.926	1.362.881
Rata-rata	3.587.770	3.484.787

Sumber: *BPS Jawa Timur (2013)*

**Tabel I.2** Produksi Buah Pisang di Kabupaten Lumajang

Kecamatan	Produksi (ton)
	2013
Senduro	119.692,50
Tempursari	68.973,30
Pasrujambe	165.666,87
Kedungjajang	7.668,00
Sumbersuko	9.501,00
Ranuyoso	9.887,70
Gucialit	59.831,10
Klakah	5.217,60
Kunir	6.311,40
Pronojiwo	3.676,50
Lumajang	1.093,20
Rowokangkung	5.760,00
Sukodono	263,10
Rata-rata	35.657,10

Sumber: BPS Jawa Timur (2014)

Sehingga, berdasarkan kedua tabel di atas, serta dengan mengikuti prinsip bahwa jumlah kulit pisang adalah $\frac{1}{3}$ dari seluruh bagian kulit pisang data jumlah limbah kulit pisang yang dihasilkan adalah sebagai berikut:

Tabel I.3 Jumlah Limbah Kulit Pisang di Kabupaten Lumajang

Kecamatan	Produksi (ton)
	2013
Senduro	39.897,5
Tempursari	22.991,1
Pasrujambe	55.222,29
Kedungjajang	2.556
Sumbersuko	3.167
Ranuyoso	3.295,9
Gucialit	19.943,7
Klakah	1.739,2
Kunir	2.103,8
Pronojiwo	1.225,5



Lumajang	364,4
Rowokangkung	1.920
Sukodono	87,7
Rata-rata	11.885,70

Tabel I.4 Jumlah Limbah Kulit Pisang di Pulau Jawa

Daerah	Total Produksi (ton)	
	2011	2012
DKI Jakarta	231	731
Jawa Barat	453.375	397.620
Banten	82.757	205.818
Jawa Tengah	250.258	20.384
DI Yogyakarta	12.992	20.384
Jawa Timur	396.308	454.293
Rata-rata	1.195.923	1.161.596

Berikut ini adalah data statistik mengenai ekspor, impor, dan produksi etanol yang ada di Indonesia, yang diambil dari Badan Pusat Statistik Jawa Timur:

Tabel I.5 Data Ekspor – Impor Etanol di Indonesia

Tahun	Jumlah Ekspor Etanol (ton/tahun)	Jumlah Impor Etanol (ton/tahun)
2011	87,095	20,963
2012	55,8	13,282
2013	44,6	28,521
Rata-rata	229,898	20,922

Sumber: BPS Jawa Timur (2013)

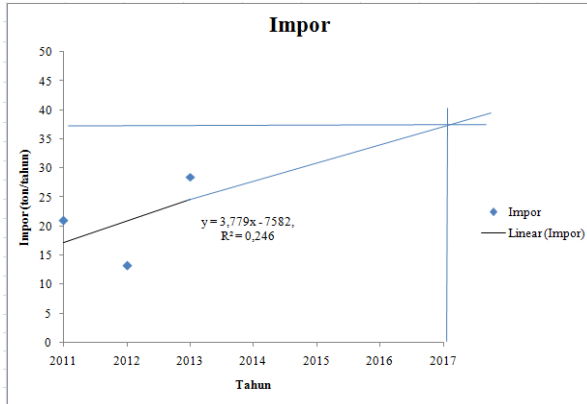
Tabel I.6 Data Produksi Etanol di Indonesia

Tahun	Jumlah Produksi Etanol (ton/tahun)
2008	36.455,54
2009	42.171,20
2010	40.814,71
2011	45.354,74



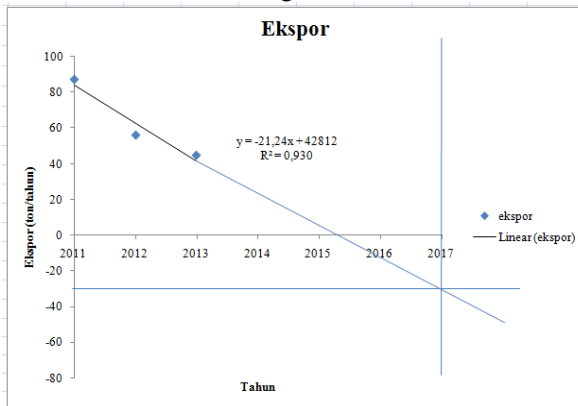
2012	48.154,74
Rata-rata	42.590,19

Sumber: BPS Jawa Timur (2013)



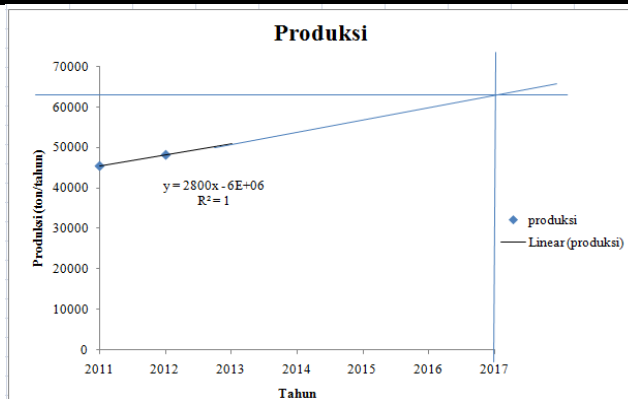
Grafik 1.1 Angka impor etanol di Indonesia tahun 2011-2013

Berdasarkan Grafik 1.1, maka perkiraan angka impor etanol pada tahun 2017 setelah dihitung adalah sebesar ± 42 ton/tahun.



Grafik 1.2 Angka ekspor etanol di Indonesia tahun 2011-2013

Berdasarkan Grafik 1.2 di atas, maka perkiraan angka ekspor etanol pada tahun 2017 setelah dihitung adalah sebesar ± 50 ton/tahun.



Grafik 1.3 Angka produksi etanol di Indonesia tahun 2011-2017

Berdasarkan Grafik 1.3, maka perkiraan angka produksi etanol pada tahun 2017 setelah dihitung adalah sebesar ± 62.500 ton/tahun.

Dari tabel dan grafik yang telah disebutkan, diketahui bahwa produksi dan impor etanol semakin meningkat, sedangkan ekspor etanol mengalami penurunan; sehingga dapat disimpulkan bahwa kebutuhan dan aspek pasar bioetanol cukup besar.

Penentuan kapasitas pendirian pabrik bioetanol ini didasarkan pada data produksi, ekspor dan impor etanol dalam negeri, di mana data-data tersebut didapatkan dari Badan Pusat Statistik Jawa Timur.

Kapasitas Produksi

$$= ((\text{Produksi} + \text{Impor}) - (\text{Ekspor}))_{2017}$$

$$= (62.500 + 42) - (-50)$$

$$= 62.592 \text{ ton/tahun}$$

dibulatkan menjadi 63.000 ton//tahun

Kapasitas produksi pabrik baru yang akan didirikan ini hanya memenuhi 1,2% dari produksi etanol dalam negeri pada tahun 2017, maka didapatkan kapasitas produksi baru sebesar:

Kapasitas Produksi Pabrik Bioetanol

$$= 1,2\% \times 62.592 \text{ ton/tahun}$$

$$= 751.104 \text{ ton/tahun}$$

dibulatkan 800 ton/tahun atau setara dengan 2,504 ton/hari



Berikut ini daftar pabrik bioetanol yang ada di Indonesia:

Tabel I.7 Kapasitas produksi beberapa perusahaan bioetanol di Indonesia tahun 2006

Nama Perusahaan	Kapasitas Produksi (juta L/tahun)	Lokasi
Molindo Raya Ind.	50	Lawang
PTPN XI	7	Jatiroto
Indo Acidatama	45	Solo
Madu Baru	7	Bantul
PSA Palimanan	7	Cirebon
Japura Sarana Jaya	3,6	Cirebon
Indo Lampung <i>Distillery</i>	50	Lampung
Permata Sakti	5	Medan
Molasindo	3,6	Medan
Basis Indah	5	Makassar

Sumber: Prihandana & Hendroko (2007)

Dengan melihat ketersediaan bahan baku yang ada, maka kami memilih untuk mencoba merancang desain pabrik bioetanol dari limbah kulit pisang, serta menetapkan lokasi pabrik yang akan kami bangun di Kecamatan Senduro, Kabupaten Lumajang, Jawa Timur, dengan alasan:

- 1) Lokasi ini dipilih karena berdekatan dengan sumber bahan baku (limbah kulit pisang).
- 2) Dalam pemasaran produk, produk yang dihasilkan dapat dengan mudah didistribusikan melalui jalur transportasi darat.
- 3) Transportasi dapat optimal ditinjau dari segi biaya dan jarak angkut yang ditempuh.
- 4) Diharapkan dapat diperoleh tenaga kerja terampil dan terlatih dengan gaji tinggi.
- 5) Lokasi yang dipilih dekat dengan sumber air yang mana sangat diperlukan dalam proses produksi.

Produksi limbah kulit pisang di Indonesia cukup besar, sehingga dapat dimanfaatkan sebagai salah satu energi alternatif.



Penggunaan kulit pisang sebagai bahan baku pembuatan bioetanol merupakan salah satu cara untuk memenuhi kebutuhan energi di Indonesia karena kandungan karbohidrat dalam kulit pisang yang cukup besar yaitu sebesar 60%. Latar belakang inilah yang mendasari pemilihan judul :

“Pabrik Bioetanol dari Limbah Kulit Pisang dengan Proses Fermentasi Menggunakan Dehidrasi Molecular Sieve”

I.2. Dasar Teori

Kulit Pisang

Buah pisang beserta limbah biomasnya merupakan material yang bersifat amilase dan lignoselulosa; sehingga dalam proses produksi etanol, mereka harus dihidrolisis untuk dikonversi menjadi glukosa, yang mana kemudian difermentasikan hingga menghasilkan etanol (*Velásquez-Arredondo et al., 2010*).

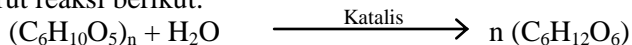
Tabel I.8 Komposisi Kandungan Kulit Pisang

	Kadar
<i>Komposisi (w/w, %)</i>	
Kelembaban $\pm 1,1\%$	89,1
Material kering $\pm 1,1\%$	10,9
Selulosa $\pm 0,6\%$	13,2
Hemiselulosa $\pm 2,2\%$	14,8
Pati $\pm 1,1\%$	39,9
Lignin $\pm 0,6\%$	14,0
Gula $\pm 0,6\%$	
 <i>Komposisi dasar (w/w %)</i>	
C	41,6
H $\pm 0,6\%$	6,0
O $\pm 0,6\%$	43,0
Abu $\pm 0,6\%$	9,4
HHV (kJ/kg) $\pm 0,5\%$	17.146
LHV (kJ/kg) $\pm 0,5\%$	15.836
C _p (kJ/kg K) $\pm 0,9\%$	1,93

Sumber: *Velásquez-Arredondo et al. (2010)*



Biomassa dibentuk dari karbohidrat kompleks seperti pati dan selulosa. Untuk mengonversi mereka menjadi gula yang dapat difermentasikan, perlu dilakukan pemecahan ikatan dalam rantai biomassa. Hal ini dilakukan selama proses hidrolisis dengan menggunakan enzim organik atau asam inorganik menurut reaksi berikut:



Biomassa tidak hanya terdiri atas pati dan selulosa; sehingga, efisiensi hidrolisis kurang dari 100%. Material limbah yang tidak dikonversi menjadi gula selama proses hidrolisis, sekali dipisahkan, dapat digunakan sebagai bahan bakar pada *plant* utilitas yang menyediakan energi yang dibutuhkan dalam proses dan mengurangi konsumsi bahan bakar fosil. Material limbah ini dapat juga diubah menjadi pupuk organik. Sirup gula yang dihasilkan dari proses hidrolisis dinetralkan dan dipersiapkan untuk proses fermentasi (*Velásquez-Arredondo et al., 2010*).

Kegunaan Bioetanol

Kegunaan etanol berdasarkan *Kirk-Othmer (2007)* adalah sebagai pelarut, germisida, bahan baku minuman beralkohol, zat antibeku, bahan bakar kendaraan bermotor, zat depresan, dan utamanya sebagai senyawa penengah bagi senyawa kimia organik lainnya. Sedangkan etanol yang dihasilkan dari fermentasi biasanya digunakan sebagai zat aditif bahan bakar, pengganti metil tersier butil eter (MTBE), yang bertujuan untuk meningkatkan bilangan oktan dan mereduksi emisi gas buang kendaraan bermotor.

Sifat Fisika dan Kimia

1. Bahan Baku Utama

Bahan baku utama untuk pabrik bioetanol ini berupa kulit pisang, yang mana merupakan limbah dari agroindustri keripik pisang di Kecamatan Senduro, Lumajang, dengan karakteristik:

- Sifat fisika: 12-18 cm, cokelat tua
- Sifat kimia: mudah teroksidasi, ditandai dengan perubahan warna pada kulit pisang, bernilai gizi cukup tinggi



2. Bahan Baku Pendukung

Bahan baku pendukung yang digunakan dalam proses produksi bioetanol dari limbah kulit pisang, antara lain:

1) *Natrium hidroksida*

Natrium hidroksida digunakan dalam proses *pre-treatment* bahan baku, yaitu delignifikasi secara alkali. Berikut ini adalah sifat fisik dari natrium hidroksida menurut *Perry (2008)*:

- Rumus kimia : NaOH
- Berat molekuler : 40 g/mol
- Warna : putih
- Wujud : padat
- Bentuk kristal : *deliquescent*
- *Specific gravity* : 2,130
- *Melting point* : 318,4°C
- *Boiling point* : 1.390°C

2) *Kalium fosfat*

Kalium fosfat digunakan sebagai nutrisi *yeast* dalam proses fermentasi sirup gula menjadi etanol. Berikut ini adalah sifat fisik dari kalium fosfat menurut *Perry (2008)*:

- Rumus kimia : K_2HPO_4
- Berat molekuler : 174,18 g/mol
- Warna : putih
- Wujud : padat
- Bentuk kristal : *deliquescent*

3) *Asam sulfat*

Asam sulfat digunakan dalam proses hidrolisis pati, di mana berfungsi untuk menurunkan pH *mash* setelah proses delignifikasi dari basa (sekitar 11–12) menjadi asam (4–5). Berikut ini adalah sifat fisik dari asam sulfat menurut *Perry (2008)*:

- Rumus kimia : H_2SO_4
- Berat molekul : 98,08 g/mol
- Warna : tidak berwarna
- Wujud : cairan kental
- *Specific gravity* : 1,834



(pada temperatur 18°C dengan referensi air 4°C)

- *Melting point* : 10,49
- *Boiling point* : berdekomposisi pada 340°C

3. Produk

3.1 Produk Utama

Bioetanol

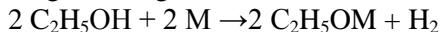
Menurut *Kirk-Othmer (2007)*, karakteristik bioetanol adalah sebagai berikut:

Sifat fisik

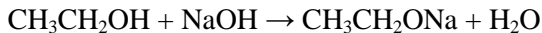
- Rumus kimia : C₂H₅OH
- Berat molekuler : 46,1 g/mol
- Titik beku : -114,1°C
- Titik didih normal : 78,32°C
- Densitas : 798,3 kg/m³
- Viskositas : 1,17 cp
- Panas penguapan (ΔH_v) : 839,31 J/kg
- Panas pembakaran (ΔH_c) : 29.676,6 J/kg
- *Specific heat* (C_p) : 2,42 J/kg
- Bilangan oktan : 106-111

Sifat kimia

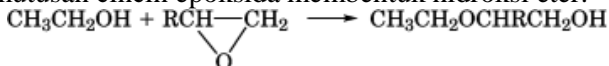
- Bereaksi terhadap logam alkali seperti natrium, kalium, dan kalsium dan membentuk senyawa metal etoksida dengan menghasilkan gas hidrogen:



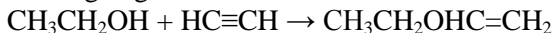
- Bereaksi dengan NaOH anhidrat membentuk natrium etoksida



- Pemutusan cincin epoksida membentuk hidroksi eter:



- Bereaksi dengan gas asetilen membentuk etil vinil eter:

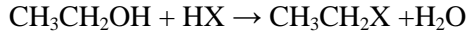




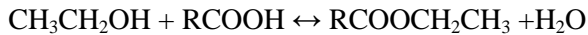
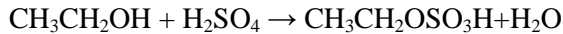
- Bereaksi dengan aldehid atau keton dalam kondisi katalis asam membentuk senyawa asetal:



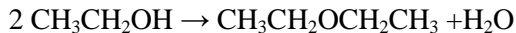
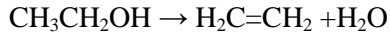
- Bereaksi dengan senyawa halida membentuk alkil halida:



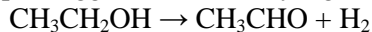
- Bereaksi dengan senyawa asam, baik inorganik maupun organik, membentuk ester:



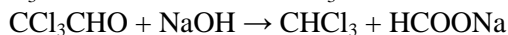
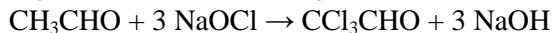
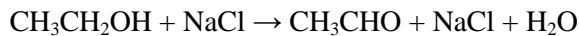
- Jika didehidrasikan, akan membentuk etilen atau etil eter:



- Dehidrogenasi membentuk asetaldehida, dengan pengaruh reaksi fasa uap menggunakan katalis yang beragam:



- Bereaksi haloform dengan natrium hipoklorit membentuk kloroform:



3.2. Produk Samping

Karbon dioksida

Menurut *Perry (2008)*, sifat fisik gas karbon dioksida adalah sebagai berikut:

- Rumus kimia : CO_2
- Berat molekuler : 44,01
- Warna : tidak berwarna
- Wujud : gas
- *Specific gravity*
 - cair = 1,101 (pada temperatur -87°C)
 - gas = 1,53 (dengan referensi udara)
 - padat = 1,56 (pada temperatur -79°C)



-
- *Melting Point* : -56,6°C (pada 5,2 atm)
 - *Boiling Point* : menyublim pada -78,5°C

BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES

II.1. Macam Proses

Menurut *Baskar (2012)*, bioetanol sebagai biofuel diklasifikasikan menjadi dua bagian berdasarkan karakteristik biomassa yang digunakan sebagai bahan baku, yaitu:

1. Generasi pertama, di mana bioetanol diproduksi dari bahan baku yang sama seperti yang digunakan oleh industri makanan dan pakan ternak. Contohnya: bioetanol dari gula tebu, gula bit, molases, dan tanaman berpati (biji-bijian, umbi-umbian).
2. Generasi kedua, di mana bioetanol diproduksi dari bahan-bahan yang mengandung lignoselulosa seperti kayu-kayuan, limbah pertanian, atau cairan limbah sulfat dari gilingan pulp dan kertas.

II.1.1. Generasi Pertama

Bioetanol generasi pertama dihasilkan dari bahan-bahan yang umumnya masih dapat dikonsumsi oleh manusia. Ada dua macam bahan baku yang digunakan untuk proses generasi pertama, yaitu bahan yang mengandung gula sederhana, dan bahan yang mengandung pati.

Bahan-bahan yang mengandung Gula

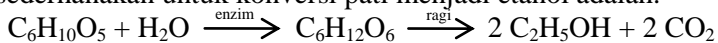
Sebelum akhir tahun 1970-an, gula yang paling banyak digunakan dalam fermentasi etanol adalah molases *blackstrap*, yang mana mengandung 35-40% berat sukrosa, 15-20% berat gula *invert* seperti glukosa dan fruktosa, dan 28-35% berat padatan non-gula. *Blackstrap* (berasal dari bahasa Jawa dan Belanda,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

Bahan-bahan yang mengandung Pati

Di Amerika Serikat, semua alkohol yang dapat dikonsumsi, sebagian besar alkohol industri, dan sebagian besar alkohol bahan bakar utamanya dibuat dari biji-bijian; jagung merupakan bahan baku utama untuk alkohol yang digunakan sebagai bahan bakar. Fermentasi pati dari biji-bijian dapat dikatakan lebih kompleks daripada fermentasi gula karena pati harus dikonversikan terlebih dahulu menjadi gula dan kemudian menjadi etanol. Rumus yang disederhanakan untuk konversi pati menjadi etanol adalah:



Pati dikonversikan secara enzimatik menjadi glukosa baik dengan diastase yang terdapat pada biji yang berkecambah atau amilase dari jamur. Dekstrosa yang dihasilkan difermentasikan menjadi etanol dengan bantuan ragi, menghasilkan CO_2 sebagai *co-product*. *By-product* lainnya bergantung pada jenis proses.

Tahap dasar proses untuk mengubah jagung menjadi etanol adalah degerminasi, penggilingan, pemisahan endosperm yang mengandung pati dari kulit, likuifikasi *slurry*, hidrolisis pati menjadi gula, fermentasi, distilasi, dan dehidrasi. Hidrolisis atau sakarifikasi biasanya dilakukan dengan enzim amilase dan fermentasi dilakukan dengan ragi *Saccharomyces cerevisiae*. Jagung dapat dipersiapkan untuk fermentasi dengan tiga proses yang berbeda: penggilingan seluruh-biji (*whole-grain grinding*), giling kering (*dry milling*), dan giling basah (*wet milling*). Proses fermentasi telah jauh disempurnakan dan menghasilkan proses



yang efisien. Dua proses utama adalah giling kering dan giling basah. Perbedaan utamanya terdapat pada pengolahan biji.

Untuk giling kering, seluruh biji jagung atau biji berpati digiling hingga menjadi tepung, dan diproses tanpa memisahkan senyawanya. Tepung diubah menjadi *slurry* hingga membentuk bubur. Enzim ditambahkan untuk mengubah pati menjadi dekstrosa. Amonia ditambahkan untuk mengatur nilai pH dan sebagai nutrisi ragi. Bubur diproses dalam *cooker* bertemperatur tinggi untuk mengurangi tingkat bakteri dalam fermentasi. Bubur didinginkan dan kemudian dipindahkan menuju fermentor di mana ragi ditambahkan dan konversi gula menjadi etanol dan karbon dioksida terjadi. Proses membutuhkan waktu sekitar 40-50 jam. Bubur diaduk dan didiamkan untuk memfasilitasi aktivitas ragi. Produk fermentasi diaduk dan didiamkan. Etanol kemudian dipisahkan keluar dari fermentor. Etanol dipekatkan menjadi 190 *proof* dengan distilasi dan kemudian didehidrasi hingga 200 *proof* dengan suatu sistem *molecular sieve*.

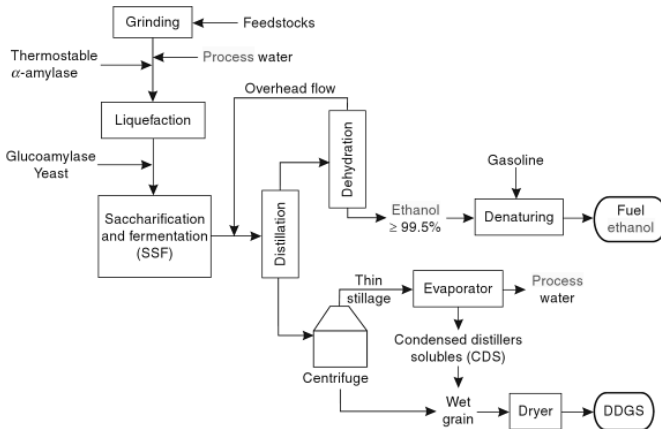
Suatu *by-product* yang dihasilkan dari sentrifugasi butiran kasar dan bahan terlarut disebut *Condensed Distiller's Grain*, yang digunakan untuk pakan ternak.

Dalam giling basah, biji direndam atau diseduh dalam air dan asam sulfuris selama 24-48 jam untuk memisahkannya menjadi senyawa-senyawa. Setelah penyeduhan, *slurry* jagung dibawa menuju unit gilingan untuk memisahkan germ jagung dan senyawa serat. Minyak jagung diekstraksi, dan larutan yang digunakan untuk penyeduhan dipekatkan melalui evaporasi. Gluten dipisahkan keluar dan digunakan sebagai pakan ternak. Sisa cairan difermentasikan menjadi etanol atau dikerikan menjadi pati jagung atau sirup jagung. Fermentasi dilakukan persis seperti yang terdapat pada proses giling kering.

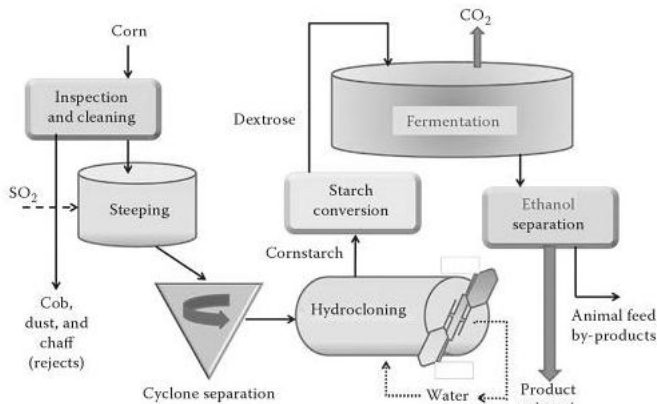
Program alkohol bahan bakar telah melahirkan sejumlah besar penelitian yang bertujuan untuk meningkatkan biaya dan efisiensi proses pengolahan jagung. Tiga teknologi yang menjanjikan untuk menurunkan biaya operasi antara lain: (1) mengganti ragi dengan bakteri suhu tinggi seperti *Zymomonas mobilis*; (2) menggunakan membran permeabel untuk memisahkan padatan terlarut dan sebagian air sebelum distilasi;



dan (3) melumpuhkan ragi dan enzim dalam proses giling basah untuk memberikan proses yang terus menerus dengan produktivitas yang lebih tinggi.



Gambar 2.1 Proses produksi etanol dari biji jagung dengan menggunakan metode giling kering



Gambar 2.2 Proses produksi etanol dari biji jagung dengan menggunakan metode giling basah

II.1.2. Generasi Kedua

Bioetanol generasi kedua dihasilkan dari bahan-bahan yang bukan 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 mengonversikan 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 letupan pendek dari radiasi berkas elektron berenergi tinggi. *Hydropulping* bahan baku selulosa mengikuti letupan 10 μ s dari akselerator berkas elektron 3×10^6 -eV diklaim mengurangi waktu hidrolisis oleh asam encer dari beberapa jam menjadi beberapa detik.

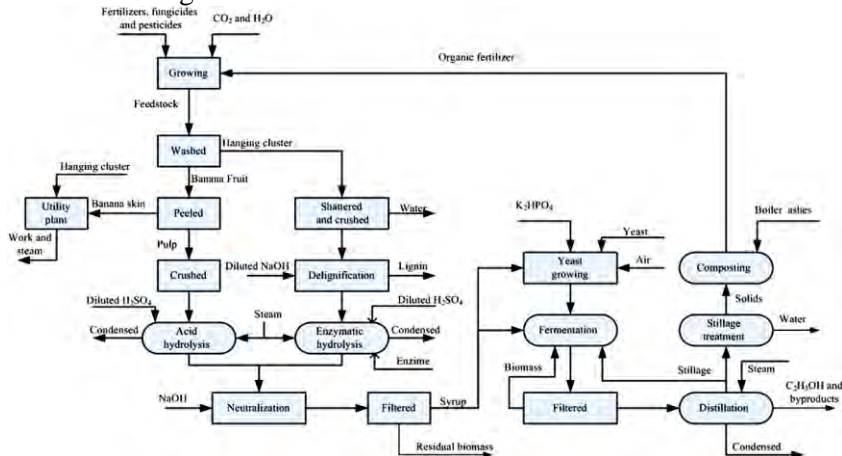
Suatu alternatif untuk hidrolisis asam adalah dengan menggunakan enzim. Meskipun mereka menghindari masalah korosi dan kehilangan produk bahan bakar yang berhubungan dengan hidrolisis asam, enzim memiliki kelemahan tersendiri. Hidrolisis enzimatik melambat ketika produk glukosa berakumulasi dalam tangki 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 *pre-treatment* 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 enzimatik kayu dan limbah pertanian.

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. Skema diagram blok produksi etanol menggunakan bahan baku tanaman pisang beserta limbahnya

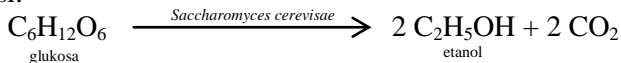
Bahan baku berupa buah pisang dan limbah tanaman pisang dicuci dan dikelompokkan terlebih dahulu, di mana buah pisang yang bersifat amilosa dihidrolisis dengan senyawa asam kuat, sedangkan kulit pisang, bonggol pisang, dan residu yang bersifat lignoselulosa dihidrolisis secara enzimatik.

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 $95^\circ C$, 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 didelignifikasikan 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 dinetralisasikan dan difiltasi, 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 didekantasikan, 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 didehidrasikan dengan menggunakan *molecular sieve* untuk memproduksi etanol anhidrat 99,8% (w/w).



II.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 semaksimal mungkin dalam waktu seminimal mungkin. Seleksi proses tersebut meliputi berbagai faktor, antara lain:

Tabel II.1 Seleksi Proses Produksi Bioetanol

Dasar Seleksi	Macam Proses	
	Generasi I	Generasi II
Ketersediaan bahan baku	Menggunakan bahan-bahan yang masih dapat dikonsumsi, seperti jagung, ubi kayu gandum, gula tebu, gula bit	Menggunakan bahan-bahan sisa seperti limbah pertanian dan limbah pabrik pulp dan kertas
Jenis karbohidrat	Gula (monosakarida), pati/ <i>starch</i>	Lignoselulosa (polisakarida)
Proses pengolahan	Gula: mudah; karena dapat langsung difermentasikan menjadi etanol	Sulit; harus dilakukan <i>pretreatment</i> terlebih dahulu untuk mereduksi kristalinitas lignin dan mempermudah konversi selulosa menjadi glukosa
	Pati: sulit; harus dilakukan hidrolisis terlebih dahulu untuk memecah amilosa menjadi glukosa	

II.3. Uraian Proses

Berdasarkan macam dan seleksi proses yang telah disebutkan, maka uraian proses produksi bioetanol dari limbah kulit pisang yang dipilih adalah sebagai berikut:



1. Tahap Pengolahan Bahan Baku

Bahan baku berupa limbah kulit pisang diangkat dengan menggunakan *bucket elevator*, kemudian digiling dengan menggunakan *hammer mill*, yang bertujuan untuk mengurangi tingkat kristalinitas selulosa sehingga memudahkan akses enzim untuk memecah struktur polisakarida menjadi gula sederhana. Kemudian dilakukan *pretreatment* bahan baku dalam reaktor delignifikasi dengan menggunakan NaOH 2%. Proses delignifikasi berlangsung pada suhu 121°C selama 90 menit. Setelah proses *pretreatment* bahan baku selesai, diteruskan dalam reaktor hidrolisis.

2. Tahap Hidrolisis

Bahan baku dari reaktor delignifikasi kemudian dihidrolisis dalam kedua reaktor hidrolisis, yang bertujuan untuk memecah makromolekul sakarida seperti pati, selulosa, dan hemiselulosa menjadi gula sederhana seperti glukosa dan xilosa.

Dalam reaktor hidrolisis pati, terdapat dua reaksi utama, yaitu likuifikasi dan sakarifikasi. Pada reaksi likuifikasi, ditambahkan enzim α -amilase yang bertujuan untuk menghidrolisis pati menjadi maltodekstrin serta sejumlah kecil glukosa. Reaksi likuifikasi dilakukan pada suhu 90°C selama 30 menit. Setelah reaksi likuifikasi selesai, dilanjutkan dengan reaksi sakarifikasi pati dan dekstrin. Bahan baku didinginkan hingga suhu 60°C dan ditambahkan enzim glucoamilase yang bertujuan untuk menghidrolisis pati yang tersisa dan dekstrin yang terbentuk dari reaksi likuifikasi menjadi glukosa, sehingga dapat difermentasikan menjadi etanol. Reaksi sakarifikasi berlangsung selama 3 jam. Setelah hidrolisis pati menjadi glukosa selesai, bahan baku dialirkan menuju reaktor hidrolisis lignoselulosa.

Dalam reaktor hidrolisis lignoselulosa, selulosa dan hemiselulosa dalam bahan baku diubah menjadi glukosa dan xilosa dengan bantuan enzim *cellulase*. Proses dilakukan selama 6 jam pengadukan pada suhu 50°C. Setelah proses hidrolisis selesai, sirup gula yang diperoleh kemudian dipisahkan dari ampasnya dengan menggunakan *rotary*

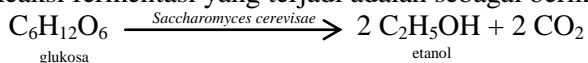


vacuum filter (RVF). Filtratnya ditampung dalam tangki penampung sirup gula, di mana terdapat penambahan nutrient bagi ragi/*yeast* berupa K_2HPO_4 . Sedangkan residu dari RVF berupa *cake* dapat digunakan sebagai pupuk organik.

3. Tahap Fermentasi

Sirup gula terlebih dahulu disterilkan dalam tangki sterilisasi pada suhu $121^\circ C$ dengan tujuan untuk menghindari pertumbuhan mikroorganisme selain *yeast* selama proses fermentasi. Kemudian sirup gula didinginkan kembali, dan dialirkan menuju masing-masing tangki starter ragi dan fermentor, dengan pembagian medium fermentasi berturut-turut adalah 5% dan 95%. Selama fermentasi, digunakan air pendingin untuk mempertahankan suhu tetap di bawah $33^\circ C$.

Reaksi fermentasi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Ketika proses fermentasi berakhir, suspensi ditampung dalam tangki *beer*, kemudian difiltrasikan kembali dengan RVF. Filtrat yang diperoleh, dikenal sebagai *beer/wine*, kemudian diteruskan pada kolom distilasi.

4. Tahap Purifikasi

Beer hasil filtrasi RVF dimurnikan dengan kolom distilasi, sehingga diperoleh hanya campuran etanol-air. Sebelum memasuki kolom distilasi, dilakukan proses *preheating wine* terlebih dahulu hingga mencapai kondisi cair jenuh. Pada kolom distilasi I, diperoleh etanol dengan kemurnian 68,82%, yang kemudian dimurnikan dalam kolom distilasi II hingga diperoleh kemurnian 98,6%. Karena etanol-air merupakan suatu sistem azeotrop, maka perlu didehidrasikan dengan menggunakan *molecular sieve*.

5. Tahap Dehidrasi

Etanol yang diperoleh dari kolom distilasi II kemudian didehidrasikan dengan menggunakan *molecular sieve*, dengan tujuan untuk memperoleh produk akhir berupa etanol dengan kadar kemurnian 99,8%. Dehidrasi etanol dengan *molecular sieve* dilakukan dengan berdasarkan prinsip adsorpsi.



Keuntungan teknologi *molecular sieve* untuk dehidrasi etanol adalah sebagai berikut:

- 1) Proses dasar yang sangat sederhana, mudah dioperasikan, sehingga tidak memerlukan persyaratan keahlian khusus.
- 2) Proses berlangsung *inert*, karena tidak ada senyawa kimia tambahan yang digunakan, sehingga tidak ada masalah dalam penanganan material yang dapat membahayakan keselamatan pekerja.
- 3) *Molecular sieve* dapat memproses etanol yang mengandung kontaminan, yang dapat mengganggu sistem distilasi azeotrop. Sebagai tambahan pada etanol, desain *sieve* yang benar dapat mendehidrasi berbagai macam senyawa kimia lainnya, sehingga menambah fleksibilitas pada opsi pengoperasian di masa mendatang.
- 4) Bahan *desiccant molecular sieve* memiliki potensi usia penggunaan yang sangat lama, dengan kegagalan yang terjadi hanya karena *fouling media* atau kerusakan mekanis. Desain sistem yang benar seharusnya dapat menunjukkan usia penggunaan desikan lebih dari 5 tahun.
- 5) Dapat dikonfigurasi sebagai fungsi sistem tunggal atau diintegrasikan dengan sistem distilasi. Hal ini menyebabkan pengguna *molecular sieve* dapat menciptakan *trade-off* antara fleksibilitas pengoperasian maksimum dengan efisiensi energi maksimum.
- 6) Jika sepenuhnya diintegrasikan dengan sistem distilasi, *rate* konsumsi *steam* hanya sedikit di atas angka minimum teoritis absolut yang dibutuhkan untuk pemisahan.
- 7) Desain *molecular sieve* yang benar dapat dipercaya mendehidrasi etanol 160–190 *proof*, menyebabkan pengendalian yang ketat terhadap kualitas *rectifier overhead product* tidak dibutuhkan lagi.

Untuk dehidrasi, guna meningkatkan kadar bioetanol sesuai dengan standar sebagai bahan bakar (*fuel grade*), digunakan *molecular sieve* tipe zeolit dengan ukuran pori 3 Å.

BAB III NERACA MASSA

Kapasitas produksi pabrik bioetanol : 800 ton/tahun
: 2.667 kg/hari
Waktu operasi : 300 hari
Basis bahan baku yang digunakan : 10.426,18 ton/tahun
: 34.754 kg/hari

Tabel III.1 Komposisi bahan baku limbah kulit pisang

Komponen	Kadar	Massa (kg)
Air	0,18	6.290,46
Selulosa	0,13	4.587,5
Hemiselulosa	0,15	5.143,6
Pati	0,40	13.866,82
Lignin	0,14	4.866
Jumlah	1,00	34.754

Tabel III.2 Neraca Massa pada Unit *Hammer Mill* (E-110)

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 1:		Aliran 2:	
Air	6.290,46	Air	6.290,46
Selulosa	4.587,5	Selulosa	4.587,5
Hemiselulosa	5.143,6	Hemiselulosa	5.143,6
Pati	13.866,82	Pati	13.866,82
Lignin	4.866	Lignin	4.866
Jumlah	34.754	Jumlah	34.754

Tabel III.3 Neraca Massa pada Unit Reaktor Delignifikasi (R-120)

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 2:		Aliran 4:	
Air	6.290,46	Air	15.683,01

III-2

Bab III Neraca Massa



Selulosa	4.587,52	Selulosa	4.587,52
Hemiselulosa	5.143,58	Hemiselulosa	5.143,58
Pati	13.866,82	Pati	13.866,82
Lignin	4.865,55	Lignin	4.010,82
Aliran 3:		NaOH	0,00
NaOH	189,94	Na-Ligninat	959,20
Air Proses	9.307,08		
Jumlah	44.250,96	Jumlah	44.250,96

Tabel III.4 Neraca Massa pada Unit Reaktor Hidrolisis Pati (R-210)

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 5:		Aliran 9:	
Air	15.683,01	Selulosa	4.587,52
Selulosa	4.587,52	Hemiselulosa	5.143,58
Hemiselulosa	5.143,58	Pati	485,34
Pati	13.866,82	Dekstrin	62,40
Lignin	4.010,82	Maltosa	10.611,97
NaOH	0,00	Glukosa	3.628,49
Na-Ligninat	959,20	Air	14.761,64
Aliran 7:		Lignin	4.010,82
α -amilase	2,77	NaOH	0,00
Glukoamilase	9,71	Na-Ligninat	959,20
Aliran 8:		α -amilase	2,77
H ₂ SO ₄	194,62	Glukoamilase	9,71
		H ₂ SO ₄	194,62
Jumlah	44.458,06	Jumlah	44.458,06



Tabel III.5 Neraca Massa pada Unit Reaktor Hidrolisis Lignoselulosa (R-220)

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 9:		Aliran 12:	
Selulosa	4.587,52	Selulosa	2.018,51
Hemiselulosa	5.143,58	Hemiselulosa	2.263,18
Pati	485,34	Pati	485,34
Dekstrin	62,40	Dekstrin	62,40
Maltosa	10.611,97	Maltosa	10.611,97
Glukosa	3.628,49	Glukosa	6.482,94
Air	14.761,64	Xilosa	3.273,19
Lignin	4.010,82	Air	14.083,41
NaOH	0,00	Lignin	4.010,82
Na-Ligninat	959,20	NaOH	0,00
α -amilase	2,77	Na-Ligninat	959,20
Glukoamilase	9,71	α -amilase	2,77
H ₂ SO ₄	194,62	Glukoamilase	9,71
		H ₂ SO ₄	194,62
Aliran 10:		Cellulase	93,84
Cellulase	93,84		
Jumlah	44.551,90	Jumlah	44.551,90

Tabel III.6 Neraca Massa pada Unit Rotary Vacuum Filter (H-222)

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 12:		Aliran 14:	
Selulosa	2.018,51	Selulosa	2.018,51
Hemiselulosa	2.263,18	Hemiselulosa	2.263,18
Pati	485,34	Pati	485,34
Dekstrin	62,40	Lignin	4.010,82
Maltosa	10.611,97	NaOH	0,00



III-4

Bab III Neraca Massa

Glukosa	6.482,94	Na-Ligninat	959,20
Xilosa	3.273,19	α -amilase	2,77
Air	14.083,41	Glukoamilase	9,71
Lignin	4.010,82	Cellulase	93,84
NaOH	0,00	Dekstrin	0,18
Na-Ligninat	959,20	Maltosa	29,94
α -amilase	2,77	Glukosa	18,29
Glukoamilase	9,71	Xilosa	9,23
H ₂ SO ₄	194,62	H ₂ SO ₄	194,62
Cellulase	93,84	Air	2.473,99
Aliran 13:		Aliran 15:	
Air Proses	2.434,26	Dekstrin	62,22
		Maltosa	10.582,03
		Glukosa	6.464,65
		Xilosa	3.263,96
		Air	14.043,68
Jumlah	46.986,16	Jumlah	46.986,16

Tabel III.7 Neraca massa pada unit Tangki Penampung Sirup Gula (F-312)

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 15:		Aliran 17:	
Dekstrin	62,22	Dekstrin	62,22
Maltosa	10.582,03	Maltosa	10.582,03
Glukosa	6.464,65	Glukosa	6.464,65
Xilosa	3.263,96	Xilosa	3.263,96
Air	14.043,68	Air	14.043,68
		K ₂ HPO ₄	20,85
Aliran 16:			



K ₂ HPO ₄	20,85		
Jumlah	34.437,40	Jumlah	34.437,40

Tabel III.8 Neraca massa pada unit Tangki Sterilisasi (F-313)

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 17:		Aliran 18:	
Dekstrin	62,22	Dekstrin	3,11
Maltosa	10.582,03	Maltosa	529,10
Glukosa	6.464,65	Glukosa	323,23
Xilosa	3.263,96	Xilosa	163,20
Air	14.043,68	Air	702,18
K ₂ HPO ₄	20,85	K ₂ HPO ₄	1,04
		Aliran 19:	
		Dekstrin	59,11
		Maltosa	10.052,93
		Glukosa	6.141,42
		Xilosa	3.100,76
		Air	13.341,50
		K ₂ HPO ₄	19,81
Jumlah	34.437,40	Jumlah	34.437,40

Tabel III.9 Neraca massa pada unit Tangki Starter Ragi (R-310)

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 18:		Aliran 21:	
Dekstrin	3,11	Dekstrin	3,11
Maltosa	529,10	Maltosa	529,10
Glukosa	323,23	Xilosa	163,20
Xilosa	163,20	Glukosa	15,20
Air	702,18	Air	702,14
K ₂ HPO ₄	1,04	Etanol	155,50

III-6

Bab III Neraca Massa



Aliran 20:		Gliserol	0,41
Yeast	1,04	Asam Asetat	0,13
		Yeast	5,27
		Aliran 22:	
		CO ₂	148,84
Jumlah	1.722,91	Jumlah	1.722,91

Tabel III.10 Neraca massa pada unit Fermentor (R-320)

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 19:		Aliran 24:	
Dekstrin	59,11	Dekstrin	62,22
Maltosa	10.052,93	Maltosa	10.582,03
Glukosa	6.141,42	Xilosa	3.263,96
Xilosa	3.100,76	Glukosa	304,05
Air	13.341,50	Air	14.042,88
K ₂ HPO ₄	19,81	Etanol	3.110,07
		Gliserol	8,18
Aliran 21:		Asam Asetat	2,67
Dekstrin	3,11	Yeast	105,39
Maltosa	529,10	Antifoam	6,95
Xilosa	163,20		
Glukosa	15,20	Aliran 25:	
Air	702,14	CO ₂	2.827,97
Etanol	155,50		
Gliserol	0,41		
Asam Asetat	0,13		
Yeast	5,27		
Aliran 20:			
Yeast	19,81		



Aliran 23: <i>Antifoam</i>	6,95		
Jumlah	34.316,36	Jumlah	34.316,36

Tabel III.11 Neraca Massa pada Unit *Rotary Vacuum Filter* (H-323)

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 24:		Aliran 26:	
Dekstrin	62,22	Dekstrin	62,22
Maltosa	10.582,03	Maltosa	10.582,03
Xilosa	3.263,96	Xilosa	3.263,96
Glukosa	304,05	Glukosa	304,05
Air	14.042,88	Yeast	105,39
C ₂ H ₅ OH	3.110,07	Antifoam	6,95
C ₃ H ₈ O ₃	8,18	Air	3.698,35
CH ₃ COOH	2,67	C ₂ H ₅ OH	25,96
Yeast	105,39	C ₃ H ₈ O ₃	0,07
Antifoam	6,95	CH ₃ COOH	0,02
Aliran 25:		Aliran 27:	
Air Pencuci	3.581,15	Air	13.925,68
		C ₂ H ₅ OH	3.084,12
		C ₃ H ₈ O ₃	8,11
		CH ₃ COOH	2,64
Jumlah	35.069,54	Jumlah	35.069,54

Tabel III.12 Neraca Massa pada Unit Distilasi I (D-410)

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 27:		Aliran 28:	
H ₂ O	13.925,68	H ₂ O	1.253,31
C ₂ H ₅ OH	3.084,12	C ₂ H ₅ OH	2.775,70
C ₃ H ₈ O ₃	8,11	C ₃ H ₈ O ₃	0,02

III-8

Bab III Neraca Massa



CH ₃ COOH	2,64	CH ₃ COOH	0,02
		Aliran 29:	
		H ₂ O	12.672,37
		C ₂ H ₅ OH	308,41
		C ₃ H ₈ O ₃	8,09
		CH ₃ COOH	2,62
Jumlah	17.020,55	Jumlah	17.020,55

Tabel III.13 Neraca Massa pada Unit Distilasi II (D-420)

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 27:		Aliran 28:	
H ₂ O	1.253,31	H ₂ O	37,60
C ₂ H ₅ OH	2.775,70	C ₂ H ₅ OH	2.664,68
C ₃ H ₈ O ₃	0,02	C ₃ H ₈ O ₃	0,00
CH ₃ COOH	0,02	CH ₃ COOH	0,00
		Aliran 29:	
		H ₂ O	1.215,71
		C ₂ H ₅ OH	111,03
		C ₃ H ₈ O ₃	0,02
		CH ₃ COOH	0,02
Jumlah	4.029,05	Jumlah	4.029,05

Tabel III.14 Neraca Massa pada Unit *Molecular Sieve* (A-510)

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 30:		Aliran 32:	
H ₂ O	37,60	H ₂ O	2,09
C ₂ H ₅ OH	2.664,68	C ₂ H ₅ OH	2.664,68
C ₃ H ₈ O ₃	0,00	C ₃ H ₈ O ₃	0,00
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00



		Aliran 33: H ₂ O	35,51
Jumlah	2.702,27	Jumlah	2.702,27

BAB IV NERACA ENERGI

Kapasitas produksi	: 800 ton/tahun : 2.666,67 kg/hari (dengan kadar bioetanol 99,8%)
Waktu operasi	: 300 hari/tahun
Basis waktu	: 1 hari produksi; 24 jam kerja
$T_{\text{referensi}}$: 25°C
Basis bahan baku	: 10.426,18 ton/tahun : 34.753,94 kg/hari

Tabel IV.1 Neraca panas pada Unit *Heater* (E-121)

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
Aliran 1: Air proses	46.474,89	Aliran 1: Air proses	703.335,77
Q_{supply}	691.432,50	Q_{loss}	34.571,63
Jumlah	737.907,39	Jumlah	737.907,39

Tabel IV.2 Neraca panas pada Unit Reaktor Delignifikasi (R-120)

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
H_{in}	122.446,54	H_{out}	2.359.476,54
ΔH_{121}	685.555,54	Q_{loss}	81.656,55
Q_{supply}	1.633.131,02		
Jumlah	2.441.133,09	Jumlah	2.441.133,09

**Tabel IV.3** Neraca panas pada Unit Cooler (E-211)

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
H _{in}	2.359.476,54	H _{out}	1.594.911,81
		Q _{absorbed}	764.564,73
Jumlah	2.359.476,54	Jumlah	2.359.476,54

Tabel IV.4 Neraca panas pada Unit Reaktor Hidrolisis Pati (R-210)

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
H _{in}	1.595.108,89	H _{out}	597.852,08
		H ₉₀	-17.693.761
		Q _{absorbed}	18.691.017,37
Jumlah	1.595.108,89	Jumlah	1.595.108,89

Tabel IV.5 Neraca panas pada Unit Reaktor Hidrolisis Lignoselulosa (R-210)

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
H _{in}	601.598,33	H _{out}	429.144,28
		H ₅₀	-10.166.909,22
		Q _{absorbed}	10.339.363,27
Jumlah	601.598,33	Jumlah	601.598,33

Tabel IV.6 Neraca panas pada Unit Rotary Vacuum Filter (H-222)

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
H _{in}	489.513,95	H _{out}	489.513,95
Jumlah	489.513,95	Jumlah	489.513,95



Tabel IV.7 Neraca panas pada Tangki Sterilisasi (F-313)

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
ΔH_{in}	387.672,07	ΔH_{out}	1.959.744,70
Q_{supply}	1.654.813,29	Q_{loss}	82.740,66
Jumlah	2.042.485,36	Jumlah	2.042.485,36

Tabel IV.8 Neraca panas pada Unit Cooler (E-314)

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
H_{in}	1.959.744,70	H_{out}	509.716,61
		$Q_{absorbed}$	1.450.028,09
Jumlah	1.959.744,70	Jumlah	1.959.744,70

Tabel IV.9 Neraca panas pada Unit Tangki Starter Ragi (R-310)

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
H_{in}	25.490,14	H_{out}	9.328,69
		ΔH_{32}	-242.716,94
		$Q_{absorbed}$	258.878,40
Jumlah	25.490,14	Jumlah	25.490,14

Tabel IV.10 Neraca panas pada Unit Fermentor (R-320)

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
H_{in}	685.087,64	H_{out}	184.387,04
		ΔH_{32}	-4.611.621,90
		$Q_{absorbed}$	5.112.322,51
Jumlah	685.087,64	Jumlah	685.087,64

IV-4

Bab IV Neraca Energi



Tabel IV.11 Neraca panas pada Unit *Rotary Vacuum Filter* (H-323)

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
H_{in}	159.955,55	H_{out}	159.955,55
Jumlah	159.955,55	Jumlah	159.955,55

Tabel IV.12 Neraca panas pada Unit *Heater* (E-411)

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
ΔH_{in}	105.283,09	ΔH_{out}	1.138.393,18
Q_{supply}	1.087.484,31	Q_{loss}	54.374,22
Jumlah	1.192.767,40	Jumlah	1.192.767,40

Tabel IV.13 Neraca panas pada Unit Distilasi I (D-410)

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
ΔH_F	526.740,99	ΔH_D	150.578,61
Q_R	6.114.589,65	ΔH_B	385.781,15
		Q_C	6.114.589,65
		Q_{loss}	-9.618,77
Jumlah	6.641.330,64	Jumlah	6.641.330,64

Tabel IV.14 Neraca panas pada Unit Distilasi II (D-420)

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
ΔH_F	132.029,46	ΔH_D	85.904,56
Q_R	776.116,72	ΔH_B	39.969,56
		Q_C	776.116,72



		Q_{loss}	6.155,34
Jumlah	908.146,18	Jumlah	908.146,18

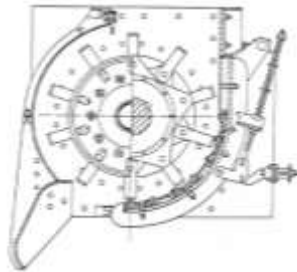
Tabel IV.15 Neraca panas pada Unit *Molecular Sieve* (A-510)

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
ΔH_{in}	39.238,01	ΔH_{out}	39.238,01
Jumlah	39.238,01	Jumlah	39.238,01

BAB V SPESIFIKASI ALAT

1. **HAMMER MILL (E-110)**

Menurut *Sánchez & Cardona (2007)*, *hammer mill* merupakan salah satu metode *pretreatment* bahan baku secara fisika, di mana bahan baku digiling untuk mereduksi kristalinitas selulosa, sehingga memudahkan akses enzim *cellulase* terhadap permukaan biomassa meningkatkan konversi selulosa. Ukuran partikel akhir bahan baku adalah sekitar 3-6 mm.



Gambar V.1 Penampang dari *Hammer mill*

Unit *Hammer Mill* yang digunakan adalah Unigrator, dengan spesifikasi alat mengacu pada *Hugot (1978)* dan *Ulrich (1984)*.

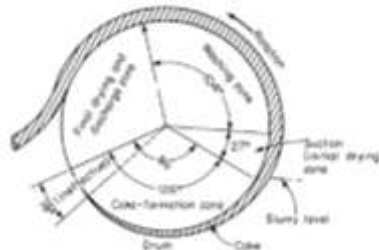
Spesifikasi alat Unigrator yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Kapasitas giling maksimum	= 400 kg/s
Jumlah unigrator yang digunakan	= 1 unit
Kecepatan putar unigrator	= 1.200 rpm
<i>Index preparation</i>	= 91
Jumlah daya listrik yang digunakan	= 45 kW
Bahan konstruksi Unigrator	= <i>silicon-manganese steel</i>
Jumlah hammer	= 188 unit
Massa unit	= 17 kg
Densitas <i>bulk</i> (ρ_B) setelah digiling	= 400 kg/m ³
Konversi bahan yang terekstraksi	= 97,48%



2. ROTARY VACUUM FILTER (H-223)

Rotary Vacuum Filter merupakan salah satu jenis *solid separator*, yang berfungsi sebagai pemisah antara sirup gula hasil proses hidrolisis bahan baku dengan endapan padat dan impuritis lainnya, sehingga proses fermentasi sirup gula menjadi etanol dapat berlangsung sempurna. Spesifikasi alat dan desain *rotary vacuum filter* mengacu pada *Chopey (2003)*.



Gambar V.2 Penampang dari *rotary vacuum filter*

Spesifikasi alat *Rotary Vacuum Filter* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Rate pembentukan *cake* = 0,0013 m/menit – 0,0013 m/s

Submergence filter drum = 40%

Kecepatan putar drum = 1,03 rpm

t_{siklus} = 2,23 menit

Diameter drum (D_{drum}) = 12 ft = 3,66 m

$h_{\text{hidrostatik}}$ = 5,7 ft = 1,74 m

h_{efisien} = 7 ft = 2,13 m

Pressure drop (ΔP) = 3 mmHg (0,4 kPa)

Rate udara untuk proses = 1,99 ft³/ft²

Tebal *cake* terbentuk = 0,25 in

Rate filtrasi *scale-up* = 38,72 lb_m/jam.ft²

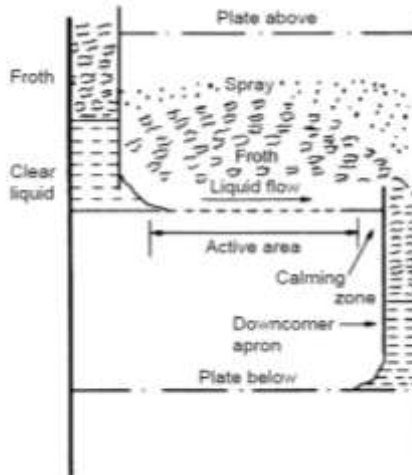
% *recovery* fraksional = 73,77%

3. UNIT DISTILASI I (D-410)

Kolom distilasi I berfungsi sebagai pemisah antara etanol dengan *beer/wine* hasil fermentasi, sekaligus meningkatkan kemurnian etanol. Proses distilasi Pada proses pemurnian etanol



dari fermentasi limbah kulit pisang, kemurnian etanol mencapai 96% (Velásquez-Arredondo *et al.*, 2010). Spesifikasi alat dan desain kolom distilasi mengacu pada Chopey (2003).



Gambar V.3 Penampang dari tray distillation tower

Spesifikasi alat Kolom Distilasi I yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Jenis kolom	: perforated/sieve tray distillation column
Jumlah tray	: 9 stage
Tray spacing	: 18 in
Cross sectional area	: $4,78 \text{ ft}^2 = 1,457 \text{ m}^2$
Diameter kolom	: $2,47 \text{ ft} = 0,75 \text{ m}$
Ukuran hole sieve	: $\frac{1}{4}$ -in (6,4 mm)
Ukuran weir	: 1 in (2,54 mm)
Downcomer clearance	: $\frac{3}{4}$ -in.
% Luas area aktif	: 12,62%.
Rate liquid	: 0,42 gal/menit

4. Molecular sieve

Spesifikasi alat molecular sieve di gunakan sebagai berikut :

Diameter pori (d_p) = $3-10 \text{ \AA}$



Porositas partikel (ϵ_p) = 0,2–0,5
 Densitas *bulk* (ρ_B) = 0,6–0,68 g/cm³
 Densitas partikel (ρ_p) = 1,40 g/cm³
 Luas permukaan (S_g) = 600–700 m²/g
 Kapasitas adsorpsi air pada 25°C dan 4,6 mmHg (q, %wt) = 0,2–0,25

Diasumsikan:

Porositas partikel (ϵ_p) = 0,2
 Densitas *bulk* (ρ_B) = 0,6 g/cm³
 Luas permukaan (S_g) = 600 m²/g
 Kapasitas adsorpsi air (q) = 0,2%

5. TANGKI PENAMPUNG FILTRAT RVF (F-312)

Fungsi = Tempat penampung filtrate dari RVF

Jumlah = 1

Bentuk = tangki silinder, tutup atas dan bawah berbentuk
Flange and dished head

Type tangki = kontinue

Volume tangki = 247,42 ft³

Volume liquida = 197,93 ft³

Diameter reaktor = 6 ft

Tinggi reaktor = 9 ft

Shell :

ID = 72 in

Tebal = 0,32 in

OD = 72,37 in

Bahan = Carbon steel SA-283 grade C

Pengelasan = Double welded Butt joint

6. REAKTOR HIDROLISA SELULOSA(R-220)

Fungsi = untuk menghidrolisa selulosa menjadi glukose menggunakan enzim selulase.

Jumlah = 1



Bentuk = tangki silinder, tutup atas dan bawah berbentuk

Flange and dished head

Type reaktor = reaktor batch

Volume reaktor = 100,95 ft³

Volume liquida = 80,77 ft³

Diameter reaktor = 5 ft

Tinggi reaktor = 56,6 ft

Shell :

ID = 177,8 in

Tebal = 5/8 in

OD = 178 in

Bahan = Carbon steel SA-212 grade A

Pengelasan = Double welded Butt joint

Spesifikasi pengaduk

Type = propeller dengan 4 buah baffle

Jumlah = 1

Diameter = 1,49 m

Putaran = 200 rpm

Power motor = 3,18 HP

7. REAKTOR HIDROLISA LIGNIN (R-120)

Fungsi = untuk menghidrolisa lignin menggunakan penambahan NaOH.

Jumlah = 1

Bentuk = tangki silinder, tutup atas dan bawah berbentuk

Flange and dished head

Type reaktor = reaktor batch

Volume reaktor = 3605,73 ft³

Volume liquida = 2884,59 ft³

Diameter reaktor = 14 ft

Tinggi reaktor = 21 ft

Shell :



ID = 173,79 in
 Tebal = 5/16 in
 OD = 174 in
 Bahan = Carbon steel SA-212 grade A
 Pengelasan = Double welded Butt joint

Spesifikasi pendukung

Tipe = propeller dengan 4 buah baffle
 Jumlah = 1
 Diameter = 1,46 m
 Putaran = 45 rpm
 Power motor = 3,36 HP

8. Fermentor (R-320)

Fungsi = medium utama pembentukan etanol dari sirup gula melalui proses fermentasi akibat aktivitas mikroorganisme

Jumlah = 1

Bentuk = tangki silinder, tutup atas dan bawah berbentuk Flange and dished head

Type reactor = reaktor batch

Volume reaktor = 74,99 ft³

Volume liquida = 60 ft³

Diameter reaktor = 4 ft

Tinggi reaktor = 6 ft

Shell :

ID = 47,85 in

Tebal = 3/16 in

OD = 48,17 in

Bahan = Carbon steel SA-212 grade A

Pengelasan = Double welded Butt joint

Spesifikasi pendukung

Tipe = propeller dengan 4 buah baffle



Jumlah	= 1
Diameter	= 0,4 m
Putaran	= 400 rpm
Power motor	= 1,5 HP

9. POMPA (L-324)

Nama alat	:	Pompa feed kolom destilasi
Kode alat	:	L-324
Fungsi	:	Memompa larutan yang berasal dari tangki penampung RVF.
Jenis	:	Centrifugal pump
Jumlah	:	1
Bahan	:	Commercial steel
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA-283, grade C
Kapasitas	:	23.235,4543 lb/jm
Head	:	8,07937 ft
Power pompa	:	1 HP
Rate volumetric	:	48,7948 gal/min
Ukuran pipa	:	2 1/2 inc Sch 80
Diameter pipa dalam	:	0,1936 ft
Diameter pipa luar	:	0,23958 ft
Power motor penggerak	:	1,5 HP

10. COOLER (E-211)

Fungsi : untuk mendinginkan medium dari 110 °C menjadi 90 °C
Setelah melalui reaktor delgnifikasi

Tipe : DPHE

Dasar Pemilihan : umum digunakan dan mempunyai range perpindahan yang besar

Uc = 134,56 btu/jam.ft².F

Ud = 106 btu/jam.ft².F



Rd = 0,002 hr.ft².F/BTU

Annulus :

OD = 1,57 in

Aa = 2,93 ft²

Δpa = 1 psi

inner pipe :

ID = 2,067 in

Ap = 3,35 ft²

Δpa = 0,5 psi

11. HEATER (E-121)

Fungsi : untuk menaikkan suhu air proses dari 30 °C menjadi 121 °C sebelum menuju ke reaktor delignifikasi

Type = *Double pipe Heat Exchanger*

Dasar pemilihan = Exchanger yang umum digunakan di industri

Dan mempunyai range perpindahan panas yang relatif kecil yakni kurang dari 100 ft², luas permukaan kecil, dan volaccity dalam tube kecil

Kapasitas : 2422,63 lb/jam

Suhu Steam : 298 F

Suhu air : 86 F

LMTD : 140 F

RD : 0.007

RD yang ditentukan : 0.003

ΔP yang diijinkan : 10 Psi

Jumlah : 1 Unit

BWG : 12

Pith : i in

Nt : 16

ID : 8 in

Passes : 2

Panjang Tube : 12 ft

BAB VI UTILITAS

Proses utama dari pabrik bioetanol dari limbah kulit pisang ini adalah pengambilan gula dari limbah kulit pisang dan mengubahnya menjadi etanol, yang mana membutuhkan sistem utilitas untuk menunjang berlangsungnya proses produksi. Sistem utilitas pabrik bioetanol ini meliputi:

1. Air
Air digunakan sebagai air proses, air pendingin, air sanitasi, dan air umpan boiler.
2. *Steam*
Steam digunakan pada unit distilasi, reaktor, *heater*, dan *steam generator (boiler)*.
3. Listrik
Listrik digunakan sebagai tenaga penggerak dari berbagai peralatan proses, serta sebagai penerangan dalam pabrik.

VI.1 Unit Penyediaan Air, Listrik dan *Steam*

VI.1.1. Unit pengolahan air

Pada unit pengolahan air, sumber utama yang digunakan adalah air sungai. Air sungai perlu dipisahkan dari impuritasnya, baik berukuran mikro maupun makro, dengan menggunakan *strainer*. Kemudian air akan ditampung dalam bak penampung, dan kemudian akan diolah lebih lanjut sesuai dengan penggunaannya. Bila memungkinkan, *recycle* air sebaiknya dilakukan untuk menghemat penggunaan air.

Kebutuhan air dalam pabrik bioetanol ini meliputi:

- 1) Air sanitasi
Air sanitasi digunakan untuk kebutuhan pekerja, keperluan laboratorium, serta *service water* (digunakan untuk kebersihan taman dan lingkungan sekitar pabrik).
- 2) Air proses (*water process*)
Air proses digunakan untuk pembuatan larutan NaOH 2% untuk proses delignifikasi bahan baku, dan air pencuci pada unit *rotary vacuum filter*.



VI-2

Bab VI Utilitas

3) Air umpan boiler (*boiler feed water*)

Air umpan boiler merupakan tambahan air pengisi ketel setelah kadar mineral di dalamnya dilunakkan (*water softening*), yang mana boiler akan menghasilkan *steam* yang dapat digunakan pada unit *heat exchanger* yang ada dalam pabrik. Sumber air *makeup* seringkali diolah terlebih dahulu untuk mengurangi kontaminan hingga level tertentu; dengan penambahan senyawa kimia dalam air yang diolah untuk bereaksi dengan kontaminan minor yang tersisa. Jenis pengolahan bergantung pada jenis dan konsentrasi kontaminan yang ditemukan dalam sumber air dan kualitas yang diinginkan air yang dihasilkan untuk mencegah tiga masalah sistem boiler utama — kerak, korosi, dan *carryover*.

Parameter yang harus dipenuhi untuk air proses yang digunakan pada unit boiler, antara lain:

1. Air pengisi boiler
 - pH pada 25°C 7-9
 - *Hardness*/kesadahan 0-0,1 °D
 - DO (*dissolved oxygen*) < 0,1 ppm

1 °D = 10 ppm CaO = 17,85 ppm CaCO₃
1 °F _{Hardness} = 10 ppm CaCO₃
2. Air boiler

Tabel VI.1. Parameter air proses sebagai air boiler

Kondisi	Boiler lama	Boiler baru
pH pada 25°C	7-9	10-11
Cl ⁻	≤100ppm	100 ppm
CaCO ₃	0-0,1 °D	0-0,1 °D
<i>Total Dissolved Solid</i> (TDS)	≤ 3000 ppm	≤ 700 ppm
Alkalinitas (P/M)	≤ 600 ppm	≤ 150 ppm, 120 ppm
KMnO ₄		-
Minyak	50 ppm	-
PO ₄ ³⁻	5 ppm	-
<i>Total Suspended Solid</i> (TSS)	60 ppm	-
Silikat	≤ 250 ppm	-
SO ₃ ⁻		-
H ₃ PO ₄	≤ 125 ppm	15 ppm
	-	15 ppm

Sumber: PS Madukismo (2014)



4) Air pendingin (*cooling water*)

Air pendingin yang digunakan juga berasal dari air sungai, biasanya ditujukan untuk mendinginkan mesin-mesin serta berfungsi sebagai air pendingin pada kondensor.

Parameter yang harus dipenuhi untuk air proses yang digunakan pada unit *cooling tower*, antara lain: *hardness*; kadar besi; kadar silikat dan sulfat; molaritas, pH, dan temperatur; padatan terlarut (TDS), kontaminan penyebab *fouling*, pencemar berupa minyak.

Pada unit *cooling tower*, air yang diolah akan ditambahkan zat kimia tertentu yang bertujuan untuk mengendalikan kerak, lumut, jamur, dan korosi.

Sistem pengolahan air sungai (*water treatment*) di pabrik bioetanol ini mengikuti sistem pengolahan air yang terdapat pada PS Madukismo, yang mana terdiri dari:

1) *Bak Penyaring (strainer)*

Air yang berasal dari sungai dipompa menuju bak penyaring yang dibagi menjadi tiga sekat. Sekat pertama berisi batu kali, yang berfungsi untuk menyaring partikel dan kotoran berukuran makro. Kemudian air akan mengalir ke sekat kedua yang berisi batu kerikil, dengan ukuran lebih kecil, yang berfungsi menyaring kotoran atau partikel berukuran sedang. Pada sekat ketiga berisi ijuk, berfungsi untuk menyaring impuritis yang masih terbawa dalam aliran air. Sekat pembatas yang digunakan biasanya menggunakan saringan bambu.

2) *Sand filter*

Air yang keluar dari bak penyaring, selanjutnya masuk dalam *sand filter* yang berisi antrasit dengan ukuran saringan 6-8 mesh. Antrasit merupakan jenis batubara dengan karakteristik karbon lebih tinggi yang berfungsi sebagai *filter* pengganti pasir silika.

3) *Softener*

Air yang telah keluar dari *sand filter* selanjutnya masuk dalam *softener* dengan *flow rate* 20 m³/jam yang berisi resin kation. Resin kation berfungsi untuk mengurangi



kesadahan dengan cara menarik ion-ion positif (Ca^{2+} , Mg^{2+} , Fe^{3+} , K^{+}). Di samping itu, kandungan oksigen terlarut dan karbon monoksida terlarut perlu dihilangkan untuk mencegah terjadinya korosi di dalam *boiler* dan di dalam pipa-pipa *steam* serta mencegah terjadinya busa. Selanjutnya, air masuk dalam tangki penampung dengan kapasitas 1.000 m³ yang nantinya ditambahkan dengan *steam condensate* yang dari unit *heat exchanger* sebagai air umpan boiler.

VI.1.2 Instalasi Listrik

Peralatan pembangkit listrik di pabrik bioetanol menggunakan unit pembangkit listrik (*generator*) yang dibantu dengan daya listrik dari PLN. Unit-unit pembangkit listrik ini terdiri dari tiga buah diesel alternator dan tiga buah turbin alternator. Pemakaian listrik di pabrik antara lain untuk :

1. Pemakaian tenaga mekanik/mesin pada proses
2. Perbaikan dan pemeliharaan peralatan pabrik
3. Penerangan kantor dan lingkungan sekitar pabrik

Umumnya, sistem jaringan listrik yang digunakan adalah sistem jaringan menengah, di mana Gardu Induk sebagai pasokan utama tenaga listrik akan memiliki beberapa cabang berupa Gardu Distribusi, yang bertujuan sebagai alternatif ketika salah satu pasokan tenaga listrik mengalami gangguan, sehingga tidak akan mempengaruhi proses produksi yang sedang berjalan.

VI.1.3 Steam Generator

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

- Turbin, dengan fluida penggeraknya berupa air.
- Motor bakar dengan bahan bakarnya bensin dan solar.

Pada pabrik bioetanol ini, jenis *boiler* yang digunakan adalah tipe pipa api (*fire tube*), untuk menghasilkan *steam* jenuh (*saturated steam*) dengan suhu 148°C dan tekanan 4,5 bar (Ulrich, 1984).



VI.2. Penentuan Kebutuhan Air pada Pabrik Bioetanol

Kebutuhan air pada pabrik bioetanol dapat dihitung berdasarkan penggunaan dalam lingkungan pabrik, yang terdiri dari:

1) Air sanitasi

Untuk kebutuhan pekerja, air yang digunakan adalah sebanyak $0,2 \text{ m}^3/\text{hari}$ untuk setiap karyawan. Pada pabrik bioetanol ini, jumlah pekerja yang ditetapkan adalah sebanyak 200 orang. Sehingga, untuk 200 orang pekerja = $(200 \text{ orang})(0,2 \text{ m}^3/\text{hari}) = 40 \text{ m}^3/\text{hari}$. Sedangkan untuk kebutuhan laboratorium maupun *service water*, diperlukan 40% dari kebutuhan karyawan. Sehingga, kebutuhan *service water* menjadi $0,4(40 \text{ m}^3/\text{hari}) = 16 \text{ m}^3/\text{hari}$. Dari kedua jenis kebutuhan air sanitasi di atas, maka total kebutuhan air sanitasi adalah $40 + 16 = 56 \text{ m}^3/\text{hari}$.

2) Air pendingin (*cooling water*)

Dari Apendiks B, diperoleh data kebutuhan air pendingin untuk unit *cooler* maupun *condenser* adalah sebagai berikut:

Unit	Cooling water (kg)
Cooler (E-211)	38.601,71
Reaktor Hidrolisis Pati (R-210)	935.182,12
Reaktor Hidrolisis Lignoselulosa (R-220)	517.317,35
Cooler (E-314)	73.209,71
Tangki Starter ragi (R-310)	13.070,38
Fermentor (R-320)	258.113,37
Kondensor Unit Distilasi I (E-412)	16.975,99
Kondensor Unit Distilasi II (E-423)	2.154,79
Total	1.854.625,41

Dengan densitas (ρ) air pada 30°C adalah $995,68 \text{ kg/m}^3$ (Geankoplis, 1993), maka total kebutuhan air pendingin adalah:



$$\begin{aligned}
 \text{Cooling water} &= \frac{\sum \text{massa air yang dibutuhkan}}{\text{densitas air pada } 30^{\circ}\text{C}} \\
 &= \frac{1.854.62541 \text{ kg}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 1.862,67 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Diasumsikan, *recycle* air pendingin adalah 90% dari jumlah air pendingin yang dibutuhkan, sehingga, jumlah air pendingin yang di-*recycle* menjadi:

$$\begin{aligned}
 \text{Recycled cooling water} &= 90\% \times \text{cooling water} \\
 &= 0,9 \times 1.862,67 = 1.676,40 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Dan jumlah air sungai yang digunakan sebagai air pendingin menjadi:

$$\begin{aligned}
 \text{Raw water} &= 10\% \times \text{cooling water} \\
 &= 0,1 \times 1.862,67 \text{ m}^3 = 186,27 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

3) Air boiler (*boiler water*)

Dari Apendiks B, diperoleh data kebutuhan *steam* untuk unit *heater* beserta unit proses utama adalah sebagai berikut:

Unit	Steam (kg)
Heater (E-411)	1.364,92
Reaktor Delignifikasi (R-120)	3.223,88
Tangki Sterilisasi (F-313)	3.266,68
Heater (E-411)	2.146,75
Reboiler Unit Distilasi I (E-413)	11.325,40
Reboiler Unit Distilasi II (E-421)	1.437,55
Molecular sieve adsorber (A-510)	26,60
Total	22.791,79

Dengan densitas (ρ) air pada 30°C adalah $995,68 \text{ kg/m}^3$ (*Geankoplis, 1993*), maka total kebutuhan air boiler adalah:



$$\begin{aligned} \text{Boiler water} &= \frac{\sum \text{massa air yang dibutuhkan}}{\text{densitas air pada } 30^{\circ}\text{C}} \\ &= \frac{22.791,79\text{kg}}{995,68\text{kg/m}^3} \\ &= 22,89 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Diasumsikan, *recycle* air boiler adalah 80% dari jumlah *steam condensate* yang kembali ke unit boiler, sehingga, jumlah air boiler yang *directcycle* menjadi:

$$\begin{aligned} \text{Recycled boiler water} &= 80\% \times \text{boiler water} \\ &= 0,8 \times 22,89 \text{ m}^3 = 18,31 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dan jumlah air sungai yang digunakan sebagai air umpan boiler menjadi:

$$\begin{aligned} \text{Raw water} &= 20\% \times \text{boiler water} \\ &= 0,2 \times 22,89 \text{ m}^3 = 4,58 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

4) Air proses (*water process*)

Dari Apendiks A, diperoleh data kebutuhan air proses sebagai berikut:

Unit	Air Proses (kg)
Reaktor delignifikasi (R-120)	9.307,08
<i>Rotary Vacuum Filter</i> (H-222)	2.434,26
<i>Rotary Vacuum Filter</i> (H-323)	3.581,15
Total	15.322,49

Dengan densitas (ρ) air pada 30°C adalah $995,68 \text{ kg/m}^3$ (*Geankoplis, 1993*), maka total kebutuhan air proses adalah:

$$\begin{aligned} \text{Water process} &= \frac{\sum \text{massa air yang dibutuhkan}}{\text{densitas air pada } 30^{\circ}\text{C}} \\ &= \frac{15.322,49\text{kg}}{995,68\text{kg/m}^3} \\ &= 15,39 \text{ m}^3 \end{aligned}$$



Dari seluruh utilisasi air, maka total kebutuhan air mula-mula menjadi: (air sanitasi) + (air pendingin) + (air boiler) + (air proses) = $(56 \text{ m}^3/\text{hari}) + (1.862,67 \text{ m}^3/\text{hari}) + (22,89 \text{ m}^3/\text{hari}) + (15,39 \text{ m}^3/\text{hari}) = 1.956,95 \text{ m}^3/\text{hari}$.

Total air yang *direcycle* menjadi: (air pendingin) + (air boiler) = $(1.676,40 \text{ m}^3/\text{hari}) + (18,31 \text{ m}^3/\text{hari}) = 1.694,72 \text{ m}^3/\text{hari}$.

Total *makeup water* (air yang diperoleh dari sungai dan diolah terlebih dahulu) menjadi: (air pendingin) + (air boiler) = $(186,27 \text{ m}^3/\text{hari}) + (4,58 \text{ m}^3/\text{hari}) = 190,85 \text{ m}^3/\text{hari}$.

Total air yang berasal dari sungai / *raw water* adalah:

Air sanitasi = $56 \text{ m}^3/\text{hari}$
 Air pendingin = $186,27 \text{ m}^3/\text{hari}$
 Air boiler = $4,58 \text{ m}^3/\text{hari}$
 Air proses = $15,39 \text{ m}^3/\text{hari}$

Sehingga, total air yang diutilisasikan menjadi: (air sanitasi) + (air pendingin) + (air boiler) + (air proses) = $(56 \text{ m}^3/\text{hari}) + (186,27 \text{ m}^3/\text{hari}) + (4,58 \text{ m}^3/\text{hari}) + (15,39 \text{ m}^3/\text{hari}) = 262,23 \text{ m}^3/\text{hari}$.

BAB VII

KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA

Menurut *Suma'mur (1989)*, Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) adalah pedoman mengenai keselamatan yang berkaitan dengan peralatan produksi, mesin, bahan-bahan proses produksi dan proses pengolahannya, serta tempat kerja dan lingkungannya. Keselamatan dan Kesehatan Kerja merupakan suatu bentuk upaya atau pemikiran yang bertujuan untuk menjamin keutuhan dan kesempurnaan baik jasmani maupun rohani tenaga kerja khususnya dan manusia pada umumnya, hasil karya dan budayanya untuk meningkatkan kesejahteraan (kualitas hidup) tenaga kerja menuju masyarakat adil dan makmur.

VII.1. Tujuan Penerapan Kesehatan dan Keselamatan Kerja dalam Pabrik Bioetanol

Tujuan dari penerapan Keselamatan dan Kesehatan Kerja dalam pabrik adalah:

1. Melindungi tenaga kerja atas haknya dalam melakukan pekerjaan untuk kesejahteraan hidup dan meningkatkan produksi, serta produktivitas nasional.
2. Menjamin keselamatan setiap orang lain yang berada di lingkungan kerja.
3. Memelihara sumber produksi dan menggunakan aman dan efisien.

VII.2. Kecelakaan Kerja dalam Pabrik Beserta Dampaknya

Bahaya atau kecelakaan kerja yang dapat terjadi di lingkungan kerja pabrik bioetanol, antara lain:

1. Bahaya kebakaran
Kebakaran dapat terjadi karena beberapa hal, antara lain aliran pendek arus listrik, penggunaan/penyalan api di area pabrik (misalnya: merokok), penggunaan alat-alat yang menghasilkan percikan api (contoh: alat las) di area bebas api/percikan api, tata ruangan yang buruk, pengoperasian mesin yang salah, dan *maintenance* yang buruk.



VII-2

Bab VII Kesehatan dan Keselamatan Kerja

2. Ledakan

Ledakan pada alat-alat industri dapat disebabkan oleh desain alat yang salah/kurang tepat, dan pengoperasian peralatan yang tidak tepat.

Kecelakaan kerja pada pabrik bioetanol dapat mengakibatkan:

1. Proses produksi berhenti
2. Kerugian materi yang besar pada industri
3. Keselamatan dan kesehatan karyawan beserta masyarakat di sekitar pabrik terancam
4. Pencemaran lingkungan
5. Kerusakan pada alat-alat pabrik

VII.3 Usaha-usaha Kesehatan dan Keselamatan Kerja dalam Pabrik Bioetanol

Menurut *Suma'mur (1989)*, bahaya lingkungan kerja, baik fisik maupun kimiawi, perlu dikendalikan dengan cara:

- 1) Pengendalian secara teknik (*mechanical / engineering control*)

Beberapa contoh umum pengendalian secara teknik dari K3 pabrik bioetanol adalah sebagai berikut :

- Perencanaan dan pengaturan tata ruang pabrik yang tepat.
- Pengenalan MSDS bahan-bahan kimia yang digunakan dalam proses produksi pada pabrik etanol.
- Penyediaan sistem tanda kebakaran/bahaya (alarm) dalam pabrik.
- Pemberian kode-kode bahaya pada setiap peralatan di pabrik seperti kode tangki bertekanan tinggi, tangki penyimpan bahan kimia berbahaya, dan lain sebagainya.
- Penyediaan ventilasi udara yang baik.
- Penyediaan jalan darurat untuk evakuasi pekerja pabrik.
- Pemasangan alat pelacakan atau peringatan dini seperti detektor asap, detektor gas.
- Penyediaan alat pemadam kebakaran serta unit pemadam kebakaran yang memadai.
- Pengawasan/pengontrolan alat dan proses produksi secara kontinyu.



Jika ditinjau dari peralatan produksi, pengendalian secara teknik dari K3 pabrik bioetanol adalah sebagai berikut:

1. Tangki
 - Pemilihan material konstruksi dengan standar *rate* korosi yang diperbolehkan yang tepat (d disesuaikan dengan kondisi operasi)
 - Penggunaan *level gauge* pada tangki penutup
 - Penggunaan *pressure receiving device* untuk tangki bertekanan
 - Penggunaan tangga bergagang, *manhole* dan *handhole* untuk inspeksi dan *maintenance*
 - Penggunaan ventilasi pada tangki penyimpanan atmosferis
 - Penggunaan simbol tanda bahaya di area sekitar tangki

2. 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: warna merah untuk fluida panas, 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 *steam* dan 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
3. 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
 4. Pompa
 - Pompa diletakkan pada lantai dasar untuk keselamatan dan kemudahan pengoperasian
 - Penggunaan *casting* pada bagian *propeller* dan
 - Penggunaan *coupling* (bagian yang menghubungkan *propeller* dengan motor pompa) tertutup
 - Penggunaan *strainer* (saringan/filter) untuk mencegah kotoran masuk ke dalam pompa
 - Memastikan kondisi dan kinerja *valve* secara berkala untuk mencegah timbulnya aliran balik
 5. *Rotary Vacuum Filter*
 - Pemberian pagar pembatas untuk melindungi pekerja yang sedang beroperasi pada unit
 - Pemberian rambu-rambu peringatan tentang daerah berbahaya
 6. Tangki Sterilisasi, Starter Ragi dan Fermentor
 - Pemberian rambu peringatan bahaya terjadinya kebocoran gas CO₂ (timbulnya gas CO₂ pada proses fermentasi)
 - Pemberian kompresor untuk menarik gas CO₂ agar dapat keluar dari tangki



7. Peralatan penukar panas (*Heater, Cooler, Reboiler, Condenser*)
 - Melengkapi *heat exchanger* dengan *valve*, isolator, *pressure safety valve* (untuk *heater* dan *reboiler*), dan *drain hole* untuk keselamatan dan kemudahan *maintenance*
 - Melakukan uji material, kebocoran, dan lain-lainnya setelah *maintenance*
 8. Kolom distilasi 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*
 - Penggunaan tangga bergagang untuk mempermudah dalam pengendalian kolom distilasi dan adsorber
- 2) Pengendalian secara administratif (*administrative control*)

Beberapa pengendalian secara administratif dari K3 pabrik bioetanol adalah sebagai berikut :

- Pelatihan dan pemberian informasi tentang Keselamatan dan Kesehatan Kerja pada pekerja
- Pemeliharaan kebersihan dan kerapian tempat kerja
- Penyediaan alat pelindung diri yang memadai
- Penyediaan sarana kesehatan bagi karyawan seperti poliklinik dan farmasi
- Penggunaan petunjuk informasi tentang Keselamatan dan Kesehatan Kerja yang tertera pada seluruh area produksi dalam pabrik
- Pemberian sanksi pada pekerja yang tidak melaksanakan Keselamatan dan Kesehatan Kerja



3) Alat pelindung diri (*personal protective equipment*)

Menurut *Suma'mur (1989)*, alat pelindung diri perlu dipilih agar dapat memenuhi beberapa ketentuan yaitu:

- Dapat memberikan perlindungan terhadap bahaya yang spesifik oleh pekerja.
- Beratnya harus ringan mungkin.
- Dapat dipakai secara fleksibel
- Bentuknya harus cukup menarik.
- Tidak mudah rusak.
- Tidak menimbulkan bahaya-bahaya tambahan bagi pemakainya.
- Memenuhi ketentuan dari standar yang telah ada.
- Tidak terlalu membatasi gerakan dan persepsi sensoris pemakainya.
- Suku cadangnya harus mudah diperoleh sehingga pemeliharaan alat pelindung diri dapat dilakukan dengan mudah.

Alat pelindung diri yang digunakan dalam pabrik antara lain: *goggle*, masker (masker kain maupun masker asam), *ear plug / ear muff*, sarung tangan, helm keselamatan, pakaian pelindung panas, serta sepatu bot.

BAB VIII INSTRUMENTASI

VIII.1 Instrumentasi dan Sistem Pengendalian

Menurut *Towler & Sinnott (2008)*, instrumen berfungsi sebagai pemantau variabel kunci proses selama pengoperasian alat. Instrumen dapat tersusun sebagai sistem kendali otomatis atau manual selama proses berlangsung. Dalam sebagian besar peralatan modern, instrumen terpasang pada sistem komputer kendali dan sistem *data logging*. Instrumen yang memantau variabel proses kritis akan disesuaikan dengan alarm otomatis untuk mengingatkan operator terhadap situasi kritis dan berbahaya.

Tujuan utama perancang desain pabrik ketika menspesifikasikan skema instrumentasi dan kendali adalah:

- 1) *Operasi peralatan yang aman*: menjaga variabel proses dengan batas pengoperasian yang diketahui tetap aman, mendeteksi situasi berbahaya ketika mereka berkembang dan menyediakan peringatan dan sistem *shutdown* otomatis, menyediakan *interlock* dan alarm untuk mencegah prosedur operasi yang berbahaya.
- 2) *Rate produksi*: mencapai output desain produk yang diinginkan
- 3) *Kualitas produk*: menjaga komposisi produk tetap pada baku mutu yang ditentukan
- 4) *Biaya*: beroperasi dengan biaya produksi terendah

Menurut *PAControl.com (2006)*, terdapat beberapa elemen yang umumnya dijumpai dalam sistem pengendalian proses, antara lain:

1. Sensor

Dalam berbagai kasus, beberapa instrumen mengukur perubahan pada proses dan melaporkannya dalam bentuk variabel proses. Biasanya, peralatan tersebut berupa peralatan yang bersifat sensitif atau perasa terhadap variabel tersebut. Karena peralatan sensorik merupakan elemen pertama dalam sistem pengendalian untuk pengukuran variabel proses, mereka dikenal juga sebagai elemen primer. Contohnya:



VIII-2

Bab VIII Instrumentasi

- *Pressure sensing diaphragms, strain gauges, capacitance cells*
- *Resistance temperature detectors (RTDs)*
- *Thermocouples*
- *Orifice plates*
- *Pitot tubes*
- *Venturi tubes*
- *Magnetic flow tubes*
- *Coriolis flow tubes*
- *Radar emitters and receivers*
- *Ultrasonic emitters and receivers*
- *Annubar flow elements*
- *Vortex sheddar*

Elemen primer adalah peralatan yang menyebabkan beberapa perubahan pada sifat mereka dengan perubahan pada kondisi fluida proses yang kemudian dapat diukur.

2. Transduser dan Konverter

Transduser merupakan alat yang menerjemahkan sinyal mekanis menjadi sinyal elektrik. Contohnya, di dalam peralatan kapasitansi tekanan, transduser mengubah perubahan pada tekanan menjadi perubahan yang proporsional pada kapasitansi.

Konverter merupakan alat yang mengubah satu jenis sinyal menjadi sinyal jenis lain. Contohnya, konverter dapat mengubah arus menjadi tegangan listrik atau sinyal analog menjadi sinyal digital.

3. Transmitter

Transmitter merupakan alat yang mengubah suatu pembacaan dari sensor atau transduser menjadi sinyal standar dan mengirimkannya ke suatu monitor atau *controller*. Jenis transmitter, antara lain:

- Transmitter tekanan
- Transmitter aliran
- Transmitter level
- Transmitter analisis (oksigen, karbon monoksida, dan pH)



4. Indikator

Indikator merupakan peralatan yang dapat dibaca oleh manusia yang menampilkan informasi mengenai proses yang sedang berjalan. Contohnya, indikator sederhana seperti gauge tekanan atau suhu, atau indikator yang lebih kompleks seperti peralatan digital. Beberapa indikator hanya menampilkan variabel yang diukur, sementara lainnya memiliki tombol kendali yang memudahkan operator untuk mengubah pengaturan di lapangan.

5. Recorder

Recorder merupakan peralatan yang merekam output suatu peralatan pengukuran. Sebagian industri terikat oleh hukum untuk membuat suatu arsip proses produksi kepada badan pengawas, dan produsen menggunakan recorder untuk membantu mencapai batasan yang diterapkan. Serta, produsen seringkali menggunakan *recorder* untuk mengumpulkan data untuk analisa tren. Dengan merekam pembacaan pada titik pengukuran kritis dan membandingkan pembacaan sepanjang waktu dengan hasil proses, proses produksi dapat ditingkatkan.

6. Controller

Controller merupakan peralatan yang menerima data dari peralatan pengukuran, membandingkan data tersebut dengan setpoint yang telah deprogram, dan bila perlu, mengirimkan sinyal elemen pengendali untuk mengambil tindakan pembenaran.

7. Aktuator

Aktuator merupakan bagian peralatan pengendalian akhir yang menyebabkan perubahan fisik pada pengendalian akhir ketika diberikan sinyal untuk melakukannya. Contoh umum aktuator adalah aktuator *valve*, yang mana membuka atau menutup *valve* berdasarkan sinyal pengendalian yang dikirim dari *controller*. Aktuator biasanya diberi tenaga secara pneumatik, hidrolik, atau elektrik. Contoh aktuator, yaitu: *diaphragms*, *bellows*, *springs*, *gears*, *hydraulic pilot*, *valves*, *pistons*, atau *electric motors*



VIII.2 Sistem Pengendalian dalam Pabrik Bioetanol

Menurut *Towler & Sinnott (2008)*, sistem pengendalian yang diterapkan dalam pabrik pada umumnya adalah sebagai berikut:

1) Sistem pengendalian level

Dalam peralatan apapun di mana terdapat *interface* antara dua fasa (contoh: cair-uap), beberapa cara dilakukan untuk menjaga *interface* pada level yang dibutuhkan. Hal ini berhubungan dengan desain peralatan, sebagaimana biasanya terdapat pada *decanter* atau pengendalian aliran secara otomatis dari peralatan proses. *Valve* pengendali sebaiknya diletakkan pada garis *discharge* dari pompa.

2) Sistem pengendalian tekanan

Pengendalian tekanan dibutuhkan untuk sebagian besar sistem yang menangani *vapor* atau gas. Metode pengendalian bergantung pada sifat proses.

3) Sistem pengendalian aliran

Pengendalian aliran biasanya berkaitan dengan pengendalian utama pada tangki penyimpanan atau peralatan proses lainnya. Terdapat *reservoir* untuk mengatasi perubahan pada *flow rate*.

Untuk menyediakan pengendalian aliran pada suatu kompresor atau pompa yang beroperasi pada kecepatan tetap dan menghasilkan output volume yang hampir mendekati konstan, digunakan pengendalian *bypass*.

4) Sistem pengendalian alat penukar panas/*heat exchanger*

Pada sistem pengendalian alat penukar panas/*heat exchanger*, suhu dikendalikan dengan cara meragamkan aliran medium pendingin atau pemanas.

Untuk kondensor, pengendalian suhu biasanya tidak efektif diterapkan, kecuali jika aliran fluida merupakan *subcooled liquid*. Pengendalian tekanan juga sering digunakan, atau dapat juga dilakukan berdasarkan suhu medium pendingin keluar.

Untuk *reboiler* dan *vaporizer*, pengendalian suhu biasanya tidak efektif, karena suhu uap jenuh biasanya



berada pada tekanan konstan. Pengendalian level digunakan untuk *vaporizer*, *controller* mengendalikan suplai *steam* pada permukaan pemanas, dengan aliran *feed* cairan pada *vaporizer* dikendalikan. Peningkatan yang terjadi pada *feed* menghasilkan kenaikan otomatis pada *steam* pada *vaporizer* untuk menguapkan aliran yang meningkat dan menjaga level tetap konstan.

Sistem pengendalian *reboiler* biasanya merupakan bagian dari sistem pengendalian umum untuk kolom distilasi.

5) Sistem pengendalian kolom distilasi

Tujuan utama dari sistem pengendalian kolom distilasi adalah untuk menjaga komposisi *top* dan *bottom product*, serta aliran sampingan lainnya tetap sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan; dengan mengoreksi pengaruh gangguan/*disturbance* pada:

- *Flow rate*, komposisi, dan suhu *feed*
- Tekanan *steam* yang digunakan
- Tekanan *cooling water*
- Kondisi ambien, yang mana dapat mempengaruhi *reflux* internal

Komposisi dikendalikan dengan cara mengatur aliran *reflux* dan *boilup*. Kesetimbangan keseluruhan kolom juga harus dikendalikan; kolom distilasi memiliki kapasitas *surge/holdup* yang sedikit, dan aliran *distillate* dan *bottom product* (serta aliran sampingan) harus sesuai dengan aliran *feed*.

Tekanan kolom biasanya dikendalikan pada nilai konstan.

Flow rate feed seringkali diatur dengan menggunakan *level controller* pada nilai konstan. Hal ini dapat dikendalikan sendiri jika kolom diberi *feed* dari suatu tangki penyimpanan.

Suhu *feed* biasanya tidak dikendalikan, kecuali terdapat *feed preheater*



Suhu biasanya digunakan sebagai indikasi komposisi. Sensor suhu sebaiknya diletakkan pada posisi pada kolom di mana *rate* perubahan suhu dengan perubahan pada komposisi dari komponen kunci maksimal. Pada lokasi dekat dengan puncak dan dasar kolom, perubahan yang terjadi biasanya kecil. Dengan sistem multikomponen, suhu bukan merupakan fungsi khusus komposisi.

Suhu puncak kolom biasanya dikendalikan dengan cara meragamkan rasio *reflux*, dan suhu dasar kolom dengan cara meragamkan *rate boilup*. Jika terdapat *online analyzer* yang terpercaya, sistem pengendalian suhu puncak dan dasar kolom dapat dirangkai bersama dalam *loop* pengendalian, akan tetapi dibutuhkan peralatan pengendalian yang lebih rumit.

Tambahan *recording point* atau indicator suhu sebaiknya dilibatkan dalam kolom untuk memantau kinerja kolom dan juga untuk *troubleshooting*.

6) Sistem pengendalian reaktor

Skema yang digunakan untuk pengendalian reaktor bergantung pada proses dan jenis reaktor yang digunakan. Jika terdapat *online analyzer* yang terpercaya, dan dinamika reaktor sesuai, komposisi produk dapat dipantau secara kontinyu dan kondisi reaktor dan aliran *feed* dikendalikan secara otomatis untuk menjaga *yield* dan komposisi produk yang diinginkan. Terlebih lagi, operator berada pada ujung akhir *loop* pengendalian, menyesuaikan *controller* mengatur *set point* untuk menjaga produk tetap sesuai dengan spesifikasi, berdasarkan analisa periodik laboratorium.

Untuk tangki reaktor berpengaduk, suhu biasanya akan dikendalikan dengan cara mengatur aliran medium pemanas atau pendingin. Untuk reaktor berukuran lebih besar, suhu seringkali dikendalikan dengan cara mendaur ulang bagian aliran produk atau menambahkan bahan inert ke dalam *feed* yang bertindak sebagai peredam panas. Tekanan biasanya dijaga tetap konstan. Untuk reaktor fasa cair, tekanan seringkali dikendalikan dengan cara menjaga



jarak *vapor* di atas reagen *liquid*. Jarak ini dapat ditekan dengan menggunakan nitrogen atau gas lain yang sesuai. Pengendalian kesetimbangan bahan dibutuhkan untuk menjaga aliran reaktan ke dalam reaktor, aliran produk, dan bahan yang tidak bereaksi dari reaktor tetap sesuai.

BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA

Limbah yang dihasilkan dari pabrik bioetanol banyak mengandung zat organik dan memiliki beban polusi yang cukup tinggi apabila langsung dibuang ke dalam perairan. Oleh karena itu, diperlukan pengolahan limbah untuk mencapai ketentuan yang berlaku sebelum dibuang ke dalam perairan, sehingga mencegah terjadinya pencemaran lingkungan. Selain itu, limbah yang dihasilkan juga dapat dimanfaatkan sebagai *byproduct* yang masih mempunyai nilai ekonomi.

IX.1 Sumber dan Karakteristik Limbah Pabrik Bioetanol

1) *Limbah Gas*

Limbah gas CO₂ dihasilkan dari proses fermentasi pada beberapa unit peralatan, antara lain:

Tabel IX.1 Limbah gas hasil proses produksi bioetanol

Unit	Jumlah (kg)
<i>Tangki Starter (R-310):</i> CO ₂	148,84
<i>Fermentor (R-320):</i> CO ₂	2.827,97
Jumlah	2.976,81

2) *Limbah Cair*

Limbah cair dari pabrik etanol berasal dari *bottom product* proses distilasi, antara lain:

Tabel IX.2 Limbah cair hasil proses produksi bioetanol

Unit	Jumlah (kg)
<i>Unit Distilasi I (D-410):</i> H ₂ O	12.672,37
C ₂ H ₅ OH	308,41
CH ₃ COOH	8,09
C ₃ H ₈ O ₃	2,62
<i>Unit Distilasi II (D-420):</i> H ₂ O	1.215,71
C ₂ H ₅ OH	111,03



CH ₃ COOH	0,02
C ₃ H ₈ O ₃	0,02
Total	14.318,28

3) Limbah Padat

Limbah padat berupa *cake* yang berasal dari proses filtrasi pada *Rotary Vacuum Filter* (RVF), antara lain:

Tabel IX.3 Limbah padat hasil proses produksi bioetanol

Unit	Jumlah (kg)
RVF (H-222):	
Selulosa	2.018,51
Hemiselulosa	2.263,18
Pati	485,34
Lignin	4.010,82
NaOH	0,00
Na-Ligninat	959,20
α-amilase	2,77
Glukoamilase	9,71
Cellulase	93,84
Dekstrin	0,18
Maltosa	29,94
Glukosa	18,29
Xilosa	9,23
H ₂ SO ₄	194,62
Air	2.473,99
RVF (H-323):	
Dekstrin	62,22
Maltosa	10.582,03
Xilosa	3.263,96
Glukosa	304,05
<i>Yeast</i>	105,39
<i>Antifoam</i>	6,95
Air	3.698,35
C ₂ H ₅ OH	25,96



$C_3H_8O_3$	0,07
CH_3COOH	0,02
Total	30.618,61

IX.2 Pengolahan Limbah Industri Bioetanol

Baku mutu air limbah yang dihasilkan dari Industri Etanol menurut Kep-51/MENLH/10/1995 adalah sebagai berikut:

Parameter	Kadar Maksimum (mg/L)	Beban Pencemaran Maksimum (kg/ton)
BOD ₅	100	1,5
COD	300	4,5
TSS	100	1,5
pH	0,5	0,0075
Sulfida	6,0-9,0	
Debit Limbah Maksimum	15 m ³ per ton produk etanol	

Sedangkan menurut Peraturan Gubernur Jawa Timur Nomor 72 Tahun 2013 adalah sebagai berikut:

Parameter	Kadar Maksimum (mg/L)
BOD ₅	150
COD	300
TSS	100
Sulfida (sebagai H ₂ S)	0,5
pH	6-9

Pengolahan limbah yang dilakukan pada pabrik bioetanol antara lain:

1. *Limbah Gas*

Limbah gas berupa CO₂ dapat diolah dengan proses fisik. Gas CO₂ yang berasal dari fermentor dipisahkan dari campuran gas dengan metode absorpsi menggunakan monoetanolamin (MEA) sebagai absorben cair. Kemudian gas CO₂ yang diperoleh kemudian diluifaksikan dengan cara menekannya pada tekanan 2 MPa dan mendinginkannya hingga suhu -18°C, atau dengan



IX-4

Bab IX Pengolahan Limbah Industri Kimia

tekanan tinggi 5,78 MPa pada suhu 21°C. Jika CO₂ cair didinginkan lebih lanjut hingga -56,6°C, tekanan akan jatuh hingga 0,518 MPa, dan terbentuk CO₂ padat yang terdapat di antara fasa cair dan gasnya, yang dikenal sebagai *triple point*. CO₂ dapat menyublim langsung menjadi gas tanpa melalui fasa cair karena menyerap panas, dan sehingga dikenal sebagai *dry ice*. Jika tekanan pada *dry ice* direduksi menjadi tekanan atmosferis, suhu *dry ice* jatuh hingga -78,5°C. Jika suhu dan tekanan CO₂ di atas 31°C dan 7,38 MPa, kondisi kritisnya, maka CO₂ menjadi fluida superkritis (Song, 2002).

CO₂ dapat dimanfaatkan sebagai refrigerant untuk pengawetan makanan, zat karbonasi minuman, medium inert (contohnya, pemadam kebakaran), zat penekan, pelarut superkritis, reaktan kimia (urea, dan lain sebagainya), zat netralisasi, dan gas untuk rumah kaca. CO₂ padat (*dry ice*) memiliki pengaruh pendinginan yang lebih besar dibandingkan dengan es. *Dry ice* juga biasanya lebih dingin daripada es, dan *dry ice* menyublim menjadi gas ketika menyerap panas. Perlu dicatat bahwa penggunaan CO₂ untuk pendinginan tidak berdampak pada reduksi emisi CO₂ (Song, 2002).

2. Limbah Padat

Limbah *cake* dari *Rotary Vacuum Filter* dapat diolah menjadi pupuk organik/kompos. Sedangkan limbah padat lignin dapat disuplai sebagai bahan baku industri perekat (Velásquez-Arredondo et al., 2010).

3. Limbah Cair

Limbah cair yang berasal dari *bottom product* kolom distilasi diolah terlebih dahulu dengan cara pemisahan secara fisik, untuk memperoleh kembali dan menghilangkan padatan tersuspensi yang mengandung *yeast* dan bahan lainnya. Kemudian limbah cair diolah secara anaerob untuk menghasilkan biogas. Selain produksi *sludge* dari proses anaerob lebih rendah daripada proses aerob, tingginya kadar COD *stillage* menyebabkan produksi *sludge* secara anaerob dapat diproses lebih lanjut menjadi bahan baku pakan ternak. Nutrien yang terkandung di dalam *stillage* biasanya terlindungi selama proses anaerob, di mana hanya tersisa nutrien makro (N,P, dan K),



nutrien mikro (Fe, Zn, Mn, Cu, dan Mg), dan logam nonesensial (Wilkie *et al.*, 2000).

Pengolahan *stillage* etanol secara anaerob seringkali disebut sebagai pilihan efektif dan ekonomis. Pada proses pengolahan limbah secara aerob, tingginya kadar COD *stillage* menandakan kebutuhan tenaga aerasi yang signifikan dan sekitar 50% COD akan dikonversikan menjadi *sludge* yang membutuhkan pemusnahan lebih lanjut. Proses anaerob dapat mengubah COD dalam porsi yang signifikan (>50%) menjadi biogas, yang mana dapat digunakan sebagai bahan bakar plant, dan juga menghemat energy yang akan dibutuhkan untuk aerasi pada proses yang membutuhkan pengolahan secara aerob. Sebagai tambahan, proses anaerob memiliki *yield* sekitar 10% dari *sludge* dan kebutuhan nutrien yang lebih rendah dibandingkan pengolahan aerob (Wilkie *et al.*, 2000).

Sistem pengolahan air limbah secara anaerob terdiri dari: kolom prefermentasi yang diberi umpan berupa air limbah yang belum diolah dari tangki penampung. Kolom prefermentasi dilengkapi dengan *mixer* dan terjadi proses fermentasi asam. Setelah tahap asam, air limbah didistribusikan ke dalam tangki netralisasi. Dalam tangki ini, pH distabilkan menjadi sekitar 6,5, yang merupakan kondisi yang dibutuhkan untuk reaksi metanogenesis yang sesuai, di dalam kolom fermentasi metana menggunakan reaktor *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB) (Tomczak-Wandzel, *et al.*, 2009).

BAB X KESIMPULAN

Dari rancangan pabrik bioetanol kulit pisang yang kami buat, maka dapat disimpulkan sebagai berikut:

1. Rencana Operasi
Pabrik bioetanol ini beroperasi secara *semi-continuous* selama 24 jam dalam 300 hari.
2. Kapasitas Produksi
Kapasitas produksi dari pabrik bioetanol ini adalah sebesar 2.666,67 kg/hari dengan kadar etanol yang dihasilkan adalah sebesar 99,8%.
3. Bahan Baku
Bahan baku utama dari pabrik bioetanol ini adalah limbah kulit pisang dengan jumlah sebesar 34.753,94 kg/hari. Sedangkan untuk bahan baku pendukung yang diperlukan antara lain:

NaOH	: 189,94 kg/hari
H ₂ SO ₄	: 194,62 kg/hari
Enzim α -amilase	: 2,77 kg/hari
Enzim Glukoamilase	: 9,71 kg/hari
Enzim Cellulase	: 93,84 kg/hari
K ₂ HPO ₄	: 20,85 kg/hari
<i>Saccharomyces cerevisae</i>	: 20,85 kg/hari
<i>Non-froth / Antifoam</i>	: 6,95 kg/hari
4. Proses Produksi
Produksi bioetanol dilakukan dengan proses fermentasi menggunakan *yeast Saccharomyces cerevisae*; dengan metode *pretreatment* bahan baku yaitu delignifikasi alkali; dan proses pemurnian bioetanol menjadi produk *fuel grade* dengan menggunakan *molecular sieve*.
5. Utilitas
Untuk utilitas pabrik, diperlukan antara lain:

Air sanitasi	: 56 m ³ /hari
Air proses	: 15,39 m ³ /hari
<i>Cooling water</i>	: 186,27 m ³ /hari
<i>Boiler feed water</i>	: 4,59 m ³ /hari



-
- Make-up water* : 190,87 m³/hari
6. Limbah
Limbah yang dihasilkan selama proses produksi bioetanol berupa:
- Gas CO₂ : *dry ice*, pemadam kebakaran
Lignin : bahan bakar pada unit utilitas
Limbah padat : pupuk organik
Stillage : pembuatan biogas

DAFTAR PUSTAKA

- Baskar, C., Baskar, S., dan Dhillon R.S. 2012. **Biomass Conversion : The Interface of Biotechnology, Chemistry, and Materials Science**. New York : Springer.
- Borglum, G.B. 1980. **Starch Hydrolysis for Ethanol Production**. Indiana : Miles Laboratories, Inc.
- Brownell, L.E., dan Young, E.H. 1959. **Process Equipment Design : Vessel Design**. New York : John Wiley & Sons, Inc.
- Casey, J.P. 1980. **Pulp and Paper, Chemistry and Chemical Technology, Volume 2, 3rd Edition**. New York : Wiley –Interscience
- Chopey, N.P. 2003. **Handbook of Chemical Engineering Calculations, Third Edition**. New York : McGraw-Hill.
- Dean, J.A. 1999. **Lange's Handbook of Chemistry 15th Edition**. New York : McGraw-Hill.
- Geankoplis, C.J. 1993. **Transport Processes and Unit Operations 3rd Edition**. London : Prentice Hall International.
- Gumbira, S.E. 1987. **Bioindustri:Penerapan Teknologi Fermentasi**. Jakarta : PT. Wediyatama Sarana Perkasa.
- Harmsen, P.F.H., Huijgen, W.J.J., Bermúdez López, L.M., dan Bakker, R.R.C. 2010. *Literature Review of Physical and Chemical Pretreatment Processes for Lignocellulosic Biomass*. Food and Biobased Research Wageningen UR, 9:1–49.
- Hugot, E. 1986. **Handbook of Cane Sugar Engineering, 3rd Edition**. Amsterdam : Elsevier.
- Keputusan Menteri Negara Lingkungan Hidup (Nomor: Kep-51/MENLH/10/1995) tanggal 23 Oktober 1995
- Peraturan Gubernur Jawa Timur No. 72 Tahun 2013 tentang Baku Mutu Air Limbah bagi Industri atau Kegiatan Usaha Lainnya.
- Kirk-Othmer. 2007. **Encyclopedia of Chemical Technology 5th Edition**. Hoboken : John Wiley & Sons.
- Knaebel, K.S. 1995. **A “How To” Guide for Adsorber Design**. Ohio : Adsorption Research, Inc.
- Munadjim. 1988. **Teknologi Pengolahan Pisang**. Jakarta : Gramedia
- Mutreja, R., Das, D., Goyal, D., dan Goyal, A. 2011. *Bioconversion of Agricultural Waste to Ethanol by SSF Using Recombinant Cellulase from Clostridium thermocellum*. SAGE–Hindawi Enzyme Research, 5:1–6.
- Perry, R.H., dan Green, D.W. 1999. **Perry's Chemical Engineers' Handbook 7th Edition**. New York : McGraw-Hill.

- Perry, R.H., dan Green, D.W. 2008. **Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Edition**. New York : McGraw-Hill.
- Prihandana, R., dan Hendroko, R. 2007. **Energi Hijau**. Jakarta : Penebar Swadaya.
- Sanchez, O.J., dan Cardona, C.A. 2007. *Trends in biotechnological production of fuel ethanol from different feedstocks*. *Bioresource Technology* 99, 12:5270–5295.
- Seader, J.D., dan Henley, E.J. 2006. **Separation Process Principles 2nd Edition**. Hoboken : John Wiley & Sons.
- Singh, A.K., Rath, S., Kumar, Y., Masih, H., Peter, J.K., Benjamin, J.C., Singh, P.K., Dipuraj, dan Singh, P. 2014. *Bio-Ethanol Production from Banana peel by Simultaneous Saccharification and Fermentation Process using cocultures *Aspergillus niger* and *Saccharomyces cerevisiae**. *International Journal of Current Microbiology and Applied Sciences* Vol. 3, 5:84–96.
- Song, C. 2002. **CO₂ Conversion and Utilization : An Overview**. Washington : American Chemical Society.
- Suma'mur, P.K. 1989. **Keselamatan Kerja dan Pencegahan Kecelakaan, Cetakan IV**. Jakarta : CV Haji Masagung.
- Taherzadeh & Karimi. 2008. *Pretreatment of Lignocellulosic Wastes to Improve Ethanol and Biogas Production: A Review*. *International Journal of Molecular Sciences*, 9:1621–1651.
- Tomczak-Wandzel, R., Górnaczyk, J., Mędrzycka, K. 2009. **Anaerobic Treatment of Distillery Wastewater**. Gdańsk : Gdańsk University of Technology.
- Towler, G., dan Sinnott, R. 2008. **CHEMICAL ENGINEERING DESIGN : Principles, Practice and Economics of Plant, and Process Design**. London : Elsevier.
- Ulrich, G.D. 1984. **A Guide to Chemical Engineering Process Designs and Economics**. New York : John Wiley & Sons, 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.
- Wilkie, A.C., Riedesel, K.J., dan Owens, J.M. 2000. *Stillage Characterization and Anaerobic Treatment of Ethanol Stillage from Conventional and Cellulosic Feedstocks*. **Pergamon Biomass & Bioenergy** 19, 63–102.

- Wiseman, A. 1977. **Handbook of Enzyme Biotechnology**. Chichester :
Ellis Horwood, Ltd.
- Wyman, C.E. 2005. **Hydrolysis of Cellulose and Hemicellulose**. New
Hampshire : Marcel Dekker.

APENDIKS A NERACA MASSA

Kapasitas produksi pabrik bioetanol	: 800 ton/tahun
	: 2.667 kg/hari
Waktu operasi	: 300 hari
Basis bahan baku yang digunakan	: 10.426,18 ton/tahun
	: 34.754 kg/hari

Menurut *Velásquez-Arredondo et al. (2010)*, diketahui bahwa komposisi bahan baku adalah sebagai berikut:

Komponen	Kadar (%)
Air	18,1
Selulosa	13,2
Hemiselulosa	14,8
Pati	39,9
Lignin	14,0
Jumlah	100

Berdasarkan komposisi bahan baku di atas, maka untuk jumlah massa setiap komponen bahan baku adalah:

Air	= $0,181 \times 34.754 \text{ kg} = 6.290,46 \text{ kg}$
Selulosa	= $0,132 \times 34.754 \text{ kg} = 4.587,5 \text{ kg}$
Hemiselulosa	= $0,148 \times 34.754 \text{ kg} = 5.143,6 \text{ kg}$
Pati	= $0,399 \times 34.754 \text{ kg} = 13.866,82 \text{ kg}$
Lignin	= $0,140 \times 34.754 \text{ kg} = 4.866 \text{ kg}$

Komposisi bahan baku limbah kulit pisang sebagai *raw material*:

Komponen	Kadar	Massa (kg)
Air	0,18	6.290,46
Selulosa	0,13	4.587,5
Hemiselulosa	0,15	5.143,6
Pati	0,40	13.866,82
Lignin	0,14	4.866
Jumlah	1,00	34.754

1. HAMMER MILL

Menurut *Sánchez & Cardona (2007)*, *milling* merupakan salah satu metode *pretreatment* bahan baku secara fisika, di mana bahan baku digiling untuk mereduksi kristalinitas selulosa, sehingga memudahkan akses enzim *cellulase* terhadap permukaan biomassa meningkatkan konversi selulosa. Ukuran partikel akhir bahan baku setelah digiling dengan *hammer mill* adalah sekitar 3-6 mm.



Gambar 1. Skema neraca massa unit *Hammer Mill*

Komposisi *feed* unit *hammer mill* adalah sebagai berikut:

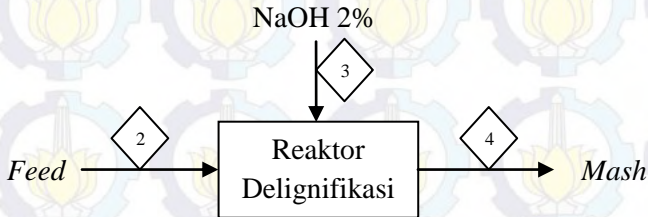
Komponen	Massa (kg)
Air	6.290,46
Selulosa	4.587,5
Hemiselulosa	5.143,6
Pati	13.866,82
Lignin	4.866
Jumlah	34.754

Pada unit *Hammer Mill*, tidak terjadi reaksi kimia yang menyebabkan penambahan atau pengurangan komponen dalam *feed*. Sehingga, berdasarkan data pada Tabel 1, neraca massa pada unit *Hammer Mill* adalah sebagai berikut:

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 1:		Aliran 2:	
Air	6.290,46	Air	6.290,46
Selulosa	4.587,5	Selulosa	4.587,5
Hemiselulosa	5.143,6	Hemiselulosa	5.143,6
Pati	13.866,82	Pati	13.866,82
Lignin	4.866	Lignin	4.866
Jumlah	34.754	Jumlah	34.754

2. REAKTOR DELIGNIFIKASI

Menurut *Taherzadeh & Karimi (2008)*, delignifikasi merupakan bagian dari proses *pretreatment* bahan baku, yang bertujuan untuk menghilangkan lignin dan sebagian kecil hemiselulosa dalam bahan baku, serta memudahkan akses enzim terhadap selulosa. Proses ini dilakukan dengan bantuan senyawa alkali, yaitu NaOH 2% selama 90 menit pada suhu 121°C.



Gambar 2. Skema neraca massa reaktor delignifikasi

Komposisi *feed* reaktor delignifikasi adalah sebagai berikut:

Komponen	Massa (kg)
Air	6.290,46
Selulosa	4.587,5
Hemiselulosa	5.143,6
Pati	13.866,82
Lignin	4.866
Jumlah	34.754

Pembuatan Larutan NaOH 2% (w/v)

Menurut *Velásquez-Arredondo et al. (2010)*, diketahui bahwa jumlah NaOH yang dibutuhkan untuk proses delignifikasi adalah sebesar 0,55 kg/100 kg bahan baku. Maka, jumlah NaOH yang dibutuhkan untuk mendelignifikasi 34.754 kg bahan baku adalah:

$$\begin{aligned} \text{NaOH} &= (0,55\text{kg} \times 34.754 \text{ kg}) : 100 \text{ kg} \\ &= 189,94 \text{ kg} \end{aligned}$$

Karena dibutuhkan NaOH 2% (w/v) untuk proses delignifikasi, maka jumlah air proses yang dibutuhkan untuk membuat larutan NaOH adalah:

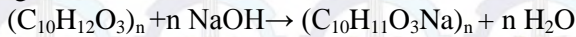
$$H_2O = \frac{98\%}{2\%} \times 2.828,75 \text{ kg} = \frac{9.307,08 \text{ kg}}{997,08 \text{ kg/m}^3} = 9,33 \text{ m}^3$$

Reaksi Delignifikasi

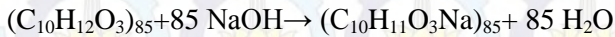
Menurut *Kopania et al. (2012)*, konversi lignin pada reaksi delignifikasi adalah sebesar 17,567%.

Lignin memiliki derajat polimerisasi (DP) yang serupa dengan Hemiselulosa, yaitu berkisar antara 70–100 unit monomer (*Casey, 1980*).

Reaksi delignifikasi:



Diasumsikan, jumlah unit monomer (n) lignin dalam reaktor delignifikasi adalah sebesar 85. Sehingga, reaksi delignifikasi menjadi:



Menurut *Perry (2008)*, berat molekul masing-masing komponen adalah sebagai berikut:

Lignin ((C ₁₀ H ₁₂ O ₃) _n)	: 180 × 85 = 15.300
NaOH	: 40
Na-ligninat ((C ₁₀ H ₁₁ O ₃ Na) _n)	: 202 × 85 = 17.170
Air (H ₂ O)	: 18

Jumlah mol (kmol) masing-masing komponen yang bereaksi adalah sebagai berikut:

Komponen mula-mula

$$\begin{aligned} \text{Lignin (kmol)} &= \frac{\text{massa } (C_{10}H_{12}O_3)_n \text{ dalam feed}}{\text{BM } (C_{10}H_{12}O_3)_n} \\ &= \frac{4.865,55 \text{ kg}}{(180 \text{ kg/kmol} \times 85)} = 0,32 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NaOH (kmol)} &= \frac{\text{massa NaOH yang masuk ke dalam reaktor}}{\text{BM NaOH}} \\ &= \frac{189,94 \text{ kg}}{40 \text{ kg/kmol}} = 4,748 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Komponen yang bereaksi

$$\begin{aligned} \text{Lignin (kmol)} &= \text{mol lignin mula-mula} \times \% \text{konversi} \\ &= 0,32 \text{ kmol} \times 17,567\% = 0,06 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NaOH (kmol)} &= \text{mol lignin yang terkonversi} \times n \text{ NaOH} \\ &= 0,06 \text{ kmol} \times 85 = 4,748 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Stoikiometri reaksi delignifikasi di atas adalah sebagai berikut:

<i>kmol</i>	$(\text{C}_{10}\text{H}_{12}\text{O}_3)_{85}$	NaOH	$(\text{C}_{10}\text{H}_{11}\text{O}_3)_{25}-85 \text{ Na}$	H_2O
Mula-mula:	0,32	4,74851	0,00	0,00
Bereaksi:	0,06	4,74851	0,06	4,75
Sisa:	0,26	0,00	0,06	4,75

Berdasarkan stoikiometri reaksi di atas, maka jumlah massa komponen bahan baku menjadi:

	Komponen	mol (kmol)	Massa (kg)
Mula-mula:	$(\text{C}_{10}\text{H}_{12}\text{O}_3)_{85}$	0,32	4.865,55
	NaOH	4,75	189,94
Bereaksi:	$(\text{C}_{10}\text{H}_{12}\text{O}_3)_{85}$	0,06	854,73
	NaOH	4,75	189,94
Sisa:	$(\text{C}_{10}\text{H}_{12}\text{O}_3)_{85}$	0,26	4.010,82
	NaOH	0,00	0,00
	$(\text{C}_{10}\text{H}_{11}\text{O}_3\text{Na})_{85}$	0,06	959,20
	H_2O	4,75	85,47

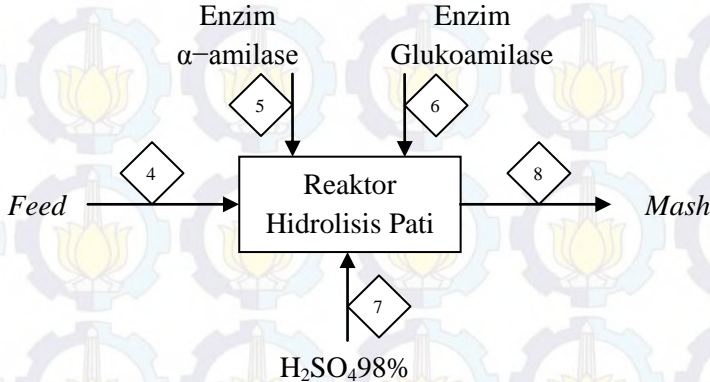
Sehingga, berdasarkan data stoikiometri reaksi delignifikasi di atas, neraca massa pada unit Reaktor Delignifikasi adalah sebagai berikut:

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 2:		Aliran 4:	
Air	6.290,46	Air	15.683,01
Selulosa	4.587,52	Selulosa	4.587,52
Hemiselulosa	5.143,58	Hemiselulosa	5.143,58
Pati	13.866,82	Pati	13.866,82
Lignin	4.865,55	Lignin	4.010,82
		NaOH	0,00

Aliran 3:		Na-Ligninat	959,20
NaOH	189,94		
Air Proses	9.307,08		
Jumlah	44.250,96	Jumlah	44.250,96

3. REAKTOR HIDROLISIS PATI/STARCH

Menurut *Borglum (1980)*, terdapat beberapa tahap untuk mengubah pati menjadi dekstrosa, yaitu: gelatinisasi, likuifikasi, dan sakarifikasi. Gelatinisasi merupakan peristiwa membengkaknya butiran pati akibat adanya panas dan air, di mana pati akan kehilangan kristalinitasnya dan menjadi suatu gel amorf yang kemudian akan dihidrolisis menjadi dekstrin secara parsial oleh enzim α -amilase dalam proses likuifikasi. Pada proses likuifikasi, dekstrin yang terbentuk lebih encer daripada gel pati, sehingga viskositasnya berkurang dan terbentuk substrat lain dengan ukuran molekuler yang lebih rendah. Molekul substrat yang lebih kecil diperlukan untuk kinerja enzim glukoamilase yang lebih efisien dalam menghidrolisis dekstrin menjadi glukosa (sakarifikasi).



Gambar 3. Skema neraca massa reaktor hidrolisis pati

Komposisi *feed* reaktor hidrolisis pati adalah sebagai berikut:

Komponen	Jumlah (kg)
Air	15.683,01
Selulosa	4.587,52
Hemiselulosa	5.143,58

Pati	13.866,82
Lignin	4.010,82
NaOH	0,00
Na-Ligninat	959,20
Total	44.250,96

Pemberian H₂SO₄98% (w/v)

Menurut *Velásquez-Arredondo et al. (2010)*, diketahui bahwa jumlah H₂SO₄ yang dibutuhkan untuk proses hidrolisis adalah sebesar 0,56 kg/100 kg bahan baku. Maka, jumlah yang dibutuhkan untuk mendelignifikasi 34.754 kg bahan baku adalah:

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{SO}_4 &= (0,56 \text{ kg} \times 34.754 \text{ kg}) : 100 \text{ kg} \\ &= 194,62\text{kg} \end{aligned}$$

Karena H₂SO₄98% (w/v) berupa larutan, maka volume H₂SO₄ yang akan ditambahkan untuk proses hidrolisis adalah:

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = \frac{194,62\text{kg}}{183,4\text{kg/m}^3} = 1,06 \text{ m}^3$$

Proses Likuifikasi

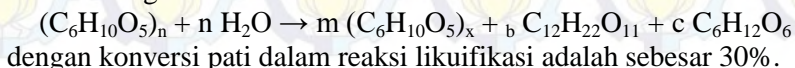
Proses likuifikasi bertujuan untuk mengubah pati (polisakarida) menjadi dekstrin (oligosakarida), maltosa (disakarida), dan glukosa (monosakarida) dengan bantuan enzim α -amilase pada kondisi operasi suhu 90°C selama 30 menit.

Menurut *Borglum (1980)*, jumlah enzim α -amilase yang ditambahkan adalah 0,02% berat pati pada basis kering. Sehingga, untuk menentukan jumlah enzim α -amilase yang masuk ke dalam reaktor adalah:

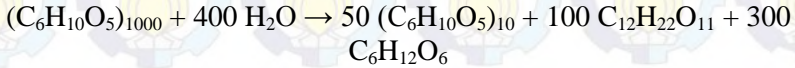
$$\begin{aligned} \text{Enzim } \alpha\text{-amilase} &= 0,02\% \times \text{berat pati} \\ &= 0,02/100 \times 13.866,82 \text{ kg} \\ &= 2,77 \text{ kg} \end{aligned}$$

Pati memiliki derajat polimerisasi yang berkisar antara 200–20.000 unit monomer (*Kirk-Othmer, 2001*).

Menurut *Wiseman (1995)*, reaksi likuifikasi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Diasumsikan jumlah unit monomer (n) pati dalam reaktor hidrolisis pati adalah sebesar 1.000, dan konversi pati dalam reaksi hidrolisis adalah 30%. Sehingga, reaksi likuifikasipati menjadi:



Menurut *Perry (2008)*, berat molekul masing-masing komponen adalah sebagai berikut:

Pati ((C ₆ H ₁₀ O ₅) _n)	: 162.000
Air (H ₂ O)	: 18
Dekstrin ((C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀)	: 1.620
Maltosa (C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁)	: 342
Glukosa (C ₆ H ₁₂ O ₆)	: 180

Jumlah mol (kmol) masing-masing komponen yang bereaksi adalah sebagai berikut:

Komponen mula-mula

$$\begin{aligned} \text{Pati (kmol)} &= \frac{\text{massa } (C_6H_{10}O_5)_n \text{ dalam feed}}{BM(C_6H_{10}O_5)_n} \\ &= \frac{13.866,82 \text{ kg}}{162.000 \text{ kg / kmol}} = 0,09 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air (kmol)} &= \frac{\text{massa } H_2O \text{ dalam feed}}{BM_{H_2O}} \\ &= \frac{15.683,01 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kmol}} = 871,28 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Komponen yang bereaksi

$$\begin{aligned} \text{Pati (kmol)} &= \text{mol Pati mula-mula} \times \% \text{konversi} \\ &= 0,09 \text{ kmol} \times 30\% \\ &= 0,03 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air (kmol)} &= \text{mol Pati yang terkonversi} \times n H_2O \\ &= 0,03 \text{ kmol} \times 400 \\ &= 10,27 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Stoikiometri reaksi likuifikasi pati di atas adalah sebagai berikut:

kmol	(C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀₀₀	400 H ₂ O	50 (C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀	100 C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	300 C ₆ H ₁₂ O ₆
Mula-mula:	0,09	871,28	0,00	0,00	0,00

Reaksi:	0,03	10,27	1,28	2,57	7,70
Sisa:	0,06	861,01	1,28	2,57	7,70

Berdasarkan stoikiometri reaksi di atas, maka jumlah massa komponen bahan baku menjadi:

	Komponen	mol (kmol)	Massa (kg)
Mula-mula	$(C_6H_{10}O_5)_n$	0,09	13.866,82
	H ₂ O	871,28	15.683,01
Bereaksi:	$(C_6H_{10}O_5)_n$	0,03	4.160,05
	H ₂ O	10,27	184,89
Sisa:	$(C_6H_{10}O_5)_n$	0,06	9.706,78
	H ₂ O	861,01	15.498,12
	$(C_6H_{10}O_5)_{10}$	1,28	2.080,02
	C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	2,57	878,23
	C ₆ H ₁₂ O ₆	7,70	1.386,68

Dari proses likuifikasi di atas, maka jumlah massa komponen setelah proses likuifikasi menjadi:

Komponen	Jumlah (kg)
Air	15.498,12
Pati	9.706,78
Dekstrin	2.080,02
Maltosa	878,23
Glukosa	1.386,68

Proses Sakarifikasi

Proses sakarifikasi bertujuan untuk memecah pati yang tersisa dari proses likuifikasi dan mengubah dekstrin menjadi glukosa dengan bantuan enzim glukoamilase pada kondisi operasi suhu 60°C selama 3 jam.

Menurut *Gumbira (1997)*, rasio jumlah enzim glukoamilase yang ditambahkan dengan pati dalam reaktor adalah 1:1000. Sehingga, untuk menentukan jumlah enzim glukoamilase yang masuk ke dalam reaktor adalah:

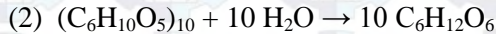
$$\text{Enzim glukoamilase} = 1/1000 \times \text{berat pati sisa proses likuifikasi}$$

$$= 1/1000 \times 9.706,78 \text{ kg}$$

$$= 9,71 \text{ kg}$$

Pati memiliki derajat polimerisasi yang berkisar antara 200–20.000 unit monomer (*Kirk-Othmer, 2001*).

Menurut *Wiseman (1995)*, dalam reaksi sakarifikasi, konversi pati menjadi maltosa adalah sebesar 95%, sedangkan konversi dekstrin menjadi glukosa adalah sebesar 97%. Reaksi sakarifikasi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Diasumsikan, jumlah unit monomer (n) pati dalam reaktor hidrolisis pati adalah sebesar 1.000. Sehingga, reaksi (1) menjadi:



Menurut *Perry (2008)*, berat molekul masing-masing komponen adalah sebagai berikut:

Pati ((C ₆ H ₁₀ O ₅) _n)	: 162 × 1.000 = 162.000
Air (H ₂ O)	: 18
Dekstrin ((C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀)	: 162 × 10 = 1.620
Maltosa (C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁)	: 342
Glukosa (C ₆ H ₁₂ O ₆)	: 180

Jumlah mol (kmol) masing-masing komponen yang bereaksi pada reaksi (1) adalah sebagai berikut:

Komponen mula-mula

$$\text{Pati (kmol)} = \frac{\text{massa } (C_6H_{10}O_5)_n \text{ setelah proses likuifikasi}}{\text{BM } (C_6H_{10}O_5)_n}$$

$$= \frac{9.706,78 \text{ kg}}{162.000 \text{ kg / kmol}} = 0,06 \text{ kmol}$$

$$\text{Air (kmol)} = \frac{\text{massa } H_2O \text{ setelah proses likuifikasi}}{\text{BM } H_2O}$$

$$= \frac{15.498,12 \text{ kg}}{18 \text{ kg / kmol}} = 861,01 \text{ kmol}$$

Komponen yang bereaksi

$$\text{Pati (kmol)} = \text{mol Pati mula-mula} \times \% \text{ konversi}$$

$$= 0,06 \text{ kmol} \times 95\% = 0,06 \text{ kmol}$$

$$\text{Air (kmol)} = \text{mol Pati yang terkonversi} \times (n H_2O/n \text{ Pati})$$

$$= 0,06 \text{ kmol} \times 1.000/2 = 28,46 \text{ kmol}$$

Stoikiometri reaksi (1) di atas adalah sebagai berikut:

<i>kmol</i>	$(C_6H_{10}O_5)_n$	H_2O	$C_{12}H_{22}O_{11}$
Mula-mula:	0,06	861,01	
Reaksi:	0,06	28,46	28,46
Sisa:	0,00	832,55	28,46

Berdasarkan stoikiometri reaksi sakarifikasi pati di atas, maka jumlah massa komponen bahan baku menjadi:

	Komponen	mol (kmol)	Massa (kg)
Mula-mula	$(C_6H_{10}O_5)_n$	0,06	9.706,78
	H_2O	861,01	15.498,12
Bereaksi:	$(C_6H_{10}O_5)_n$	0,06	9.221,44
	H_2O	28,46	512,30
Sisa:	$(C_6H_{10}O_5)_n$	0,00	485,34
	H_2O	832,55	14.985,82
	$C_{12}H_{22}O_{11}$	28,46	9.733,74

Jumlah massa komponen setelah proses sakarifikasi pati menjadi:

Komponen	Jumlah (kg)
Air	14.985,82
Pati	485,34
Maltosa	9.733,74

Sedangkan jumlah mol (kmol) masing-masing komponen yang bereaksi pada reaksi (2) adalah sebagai berikut:

Komponen mula-mula

$$\begin{aligned} \text{Dekstrin(kmol)} &= \frac{\text{massa } (C_6H_{10}O_5)_n \text{ sisa proses likuifikasi}}{\text{BM } (C_6H_{10}O_5)_n} \\ &= \frac{2.080,02 \text{ kg}}{162.000 \text{ kg/kmol}} = 1,28 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air (kmol)} &= \frac{\text{massa H}_2\text{O sisa proses sakarifikasi pati}}{\text{BM H}_2\text{O}} \\ &= \frac{14.985,82 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kmol}} = 832,55 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Komponen yang bereaksi

$$\begin{aligned} \text{Dekstrin (kmol)} &= \text{mol Dekstrin mula-mula} \times \% \text{ konversi} \\ &= 1,28 \text{ kmol} \times 97\% = 1,25 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air (kmol)} &= \text{mol Dekstrin yang terkonversi} \times (n \text{ H}_2\text{O}) \\ &= 1,25 \text{ kmol} \times 10 = 12,45 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Stoikiometri reaksi (2) di atas adalah sebagai berikut:

<i>kmol</i>	$(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{10}$	H_2O	$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$
Mula-mula:	1,28	832,55	
Reaksi:	1,25	12,45	12,45
Sisa:	0,04	820,09	12,45

Berdasarkan stoikiometri reaksi sakarifikasi dektrin di atas, maka jumlah massa komponen bahan baku menjadi:

	Komponen	mol (kmol)	Massa (kg)
Mula-mula	$(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{10}$	1,28	2.080,02
	H_2O	832,55	14.985,82
Bereaksi:	$(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{10}$	1,25	2.017,62
	H_2O	12,45	224,18
Sisa:	$(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{10}$	0,04	62,40
	H_2O	820,09	14.761,64
	$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$	12,45	2.241,80

Jumlah massa komponen setelah proses sakarifikasi dektrin:

Komponen	Jumlah (kg)
Air	14.761,64
Dekstrin	62,40
Glukosa	2.241,80

Akumulasi jumlah massa komponen dalam reaktor hidrolisis pati:

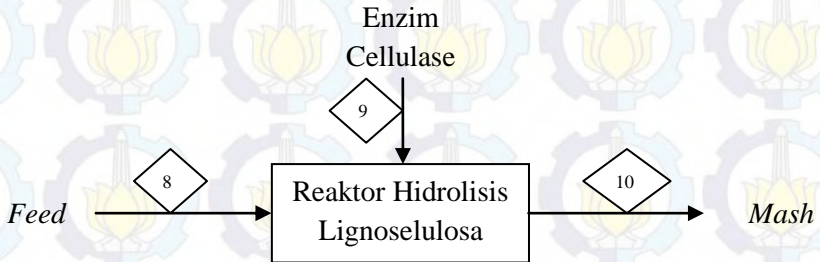
Komponen	Jumlah (kg)
Selulosa	4.587,52
Hemiselulosa	5.143,58
Pati	485,34
Dekstrin	62,40
Air	14.761,64
Maltosa	10.611,97
Glukosa	3.628,49
α -amilase	2,77
Glukoamilase	9,71
Lignin	4.010,82
NaOH	0,00
Na-Ligninat	959,20
Jumlah	44.263,44

Neraca massa pada unit Reaktor Hidrolisis Pati adalah:

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 5:		Aliran 9:	
Air	15.683,01	Selulosa	4.587,52
Selulosa	4.587,52	Hemiselulosa	5.143,58
Hemiselulosa	5.143,58	Pati	485,34
Pati	13.866,82	Dekstrin	62,40
Lignin	4.010,82	Maltosa	10.611,97
NaOH	0,00	Glukosa	3.628,49
Na-Ligninat	959,20	Air	14.761,64
		Lignin	4.010,82
Aliran 7:		NaOH	0,00
α -amilase	2,77	Na-Ligninat	959,20
Glukoamilase	9,71	α -amilase	2,77
		Glukoamilase	9,71
Aliran 8		H ₂ SO ₄	194,62
H ₂ SO ₄	194,62		
Jumlah	44.458,06	Jumlah	44.458,06

4. REAKTOR HIDROLISIS LIGNOSELULOSA

Menurut *Velásquez-Arredondo et al. (2010)*, kulit pisang merupakan material yang mengandung lignoselulosa, sehingga harus dihidrolisis secara enzimatik untuk menghasilkan sirup gula. Enzim yang digunakan adalah *cellulase*.



Gambar 4. Skema neraca massa reaktor hidrolisis lignoselulosa

Komposisi *feed* reaktor hidrolisis lignoselulosa adalah:

Komponen	Jumlah
Selulosa	4.587,52
Hemiselulosa	5.143,58
Pati	485,34
Dekstrin	62,40
Maltosa	10.611,97
Glukosa	3.628,49
Air	14.761,64
Lignin	4.010,82
NaOH	0,00
Na-Ligninat	959,20
α -amilase	2,77
Glukoamilase	9,71
H ₂ SO ₄	194,62
Jumlah	44.263,44

Menurut *Velásquez-Arredondo et al. (2010)*, diketahui bahwa jumlah enzim cellulase yang dibutuhkan untuk menghidrolisis selulosa adalah sebesar 0,27 kg/100 kg bahan baku. Maka, jumlah

enzim cellulase yang dibutuhkan untuk menghidrolisis selulosa dalam 34.754 kg bahan baku adalah:

$$\begin{aligned} \text{Enzim cellulase} &= (0,27 \text{ kg} \times 34,754 \text{ kg}) : 100 \text{ kg} \\ &= 93,84 \text{ kg} \end{aligned}$$

Reaksi Hidrolisis Selulosa

Konversi selulosa menjadi glukosa yang terjadi pada reaksi hidrolisis adalah sebesar 54–56% (*Velásquez-Arredondo et al., 2010*).

Selulosa memiliki derajat polimerisasi (DP) yang berkisar antara 800–10.000 unit monomer (*Harmsen et al., 2010*).

Reaksi yang terjadi adalah: $(C_6H_{10}O_5)_n + n H_2O \rightarrow n C_6H_{12}O_6$

Diasumsikan, jumlah unit monomer (n) selulosa dalam reaktor hidrolisis lignoselulosa adalah sebesar 1.000, dan konversi selulosa dalam reaksi hidrolisis adalah 56%. Sehingga, reaksi hidrolisis selulosa menjadi:



Menurut *Perry (2008)*, berat molekul masing-masing komponen adalah sebagai berikut:

Selulosa $((C_6H_{10}O_5)_n)$: $162 \times 1.000 = 162.000$

Air (H_2O) : 18

Xilosa $(C_5H_{10}O_5)$: 150

Jumlah mol (kmol) masing-masing komponen yang bereaksi pada reaksi hidrolisis selulosa adalah sebagai berikut:

Komponen mula-mula

$$\begin{aligned} \text{Selulosa (kmol)} &= \frac{\text{massa } (C_6H_{10}O_5)_n \text{ dalam feed}}{\text{BM } (C_6H_{10}O_5)_n} \\ &= \frac{4.587,52 \text{ kg}}{162 \times 1.000 \text{ kg/kmol}} = 0,03 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air (kmol)} &= \frac{\text{massa } H_2O \text{ dalam reaktor}}{\text{BM } H_2O} \\ &= \frac{14.761,64 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kmol}} = 820,09 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Komponen yang bereaksi

$$\begin{aligned} \text{Selulosa (kmol)} &= \text{mol Selulosa mula-mula} \times \% \text{konversi} \\ &= 0,03 \text{ kmol} \times 56\% \\ &= 0,02 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air (kmol)} &= \text{mol Selulosa yang terkonversi} \times n \text{ H}_2\text{O} \\ &= 0,02 \text{ kmol} \times 1.000 \\ &= 15,86 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Stoikiometri reaksi hidrolisis Selulosa di atas adalah sebagai berikut:

<i>kmol</i>	$(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_n$	H_2O	$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$
Mula-mula:	0,03	820,09	0,00
Reaksi:	0,02	15,86	15,86
Sisa:	0,01	804,23	15,86

Berdasarkan stoikiometri reaksi di atas, maka jumlah massa komponen bahan baku menjadi:

	Komponen	mol (kmol)	Massa (kg)
Mula-mula	$(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_n$	0,03	4.587,52
	H_2O	820,09	14.761,6
Bereaksi:	$(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_n$	0,02	2.569,01
	H_2O	15,86	285,45
Sisa:	$(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_n$	0,01	2.018,51
	H_2O	804,23	14.476,2
	$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$	15,86	2.854,46

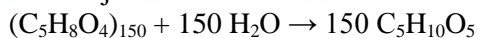
Reaksi Hidrolisis Hemiselulosa

Konversi hemiselulosa menjadi xilosa yang terjadi pada reaksi hidrolisis adalah sebesar 54–56% (*Velásquez-Arredondo et al., 2010*).

Hemiselulosa memiliki derajat polimerisasi (DP) yang berkisar antara 150–200 unit monomer (*Harmsen et al., 2010*).

Reaksi yang terjadi adalah: $(\text{C}_5\text{H}_8\text{O}_4)_n + n \text{H}_2\text{O} \rightarrow n \text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5$

Diasumsikan, jumlah unit monomer (n) hemiselulosa dalam reaktor hidrolisis lignoselulosa adalah sebesar 150, dan konversi hemiselulosa dalam reaksi hidrolisis adalah 56%. Sehingga, reaksi hidrolisis selulosa menjadi:



Menurut Perry (2008), berat molekul masing-masing komponen adalah sebagai berikut:

- Hemiselulosa ((C₅H₈O₄)_n) : 132 × 150 = 19.800
- Air (H₂O) : 18
- Glukosa (C₆H₁₂O₆) : 180

Jumlah mol (kmol) masing-masing komponen yang bereaksi pada reaksi hidrolisis hemiselulosa adalah sebagai berikut:

Komponen mula-mula

$$\begin{aligned} \text{Hemiselulosa (kmol)} &= \frac{\text{Massa (C}_5\text{H}_8\text{O}_4)_n \text{ dalam feed}}{\text{BM (C}_5\text{H}_8\text{O}_4)_n} \\ &= \frac{5.143,58 \text{ kg}}{132 \times 150 \text{ kg/kmol}} = 0,26 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air (kmol)} &= \frac{\text{Massa H}_2\text{O dalam reaktor}}{\text{BM H}_2\text{O}} \\ &= \frac{14.476,2 \text{ kg}}{18 \text{ g / kmol}} = 804,23 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Komponen yang bereaksi

$$\begin{aligned} \text{Hemiselulosa (kmol)} &= \text{mol (C}_5\text{H}_8\text{O}_4)_n \text{ mula - mula} \times \% \text{konversi} \\ &= 0,26 \text{ kmol} \times 56\% = 0,15 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air (kmol)} &= \text{mol Selulosa yang terkonversi} \times n \text{ H}_2\text{O} \\ &= 0,15 \text{ kmol} \times 150 = 21,82 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Stoikiometri reaksi hidrolisis selulosa di atas:

<i>kmol</i>	(C ₅ H ₈ O ₄) _n	H ₂ O	C ₅ H ₁₀ O ₅
Mula-mula:	0,26	804,23	0,00
Reaksi:	0,15	21,82	21,82
Sisa:	0,11	782,41	21,82

Berdasarkan stoikiometri reaksi hidrolisis hemiselulosa di atas, maka jumlah massa komponen bahan baku menjadi:

	Komponen	mol (kmol)	Massa (kg)
Mula-mula	(C ₅ H ₈ O ₄) _n	0,26	5.143,58
	H ₂ O	804,23	14.476,2
Bereaksi:	(C ₅ H ₈ O ₄) _n	0,15	2.880,41
	H ₂ O	21,82	392,78

Sisa:	$(C_5H_8O_4)_n$	0,11	2.263,18
	H ₂ O	782,41	14.083,4
	C ₅ H ₁₀ O ₅	21,82	3.273,19

Dari proses konversi lignoselulosa, maka komposisi bahan keluar reaktor hidrolisis lignoselulosa adalah:

Komponen	Jumlah (kg)
Selulosa	2.018,51
Hemiselulosa	2.263,18
Pati	485,34
Dekstrin	62,40
Maltosa	10.611,97
Glukosa	6.482,94
Xilosa	3.273,19
Air	14.083,41
Lignin	4.010,82
NaOH	0,00
Na-Ligninat	959,20
α -amilase	2,77
Glukoamilase	9,71
H ₂ SO ₄	194,62
Jumlah	44.458,06

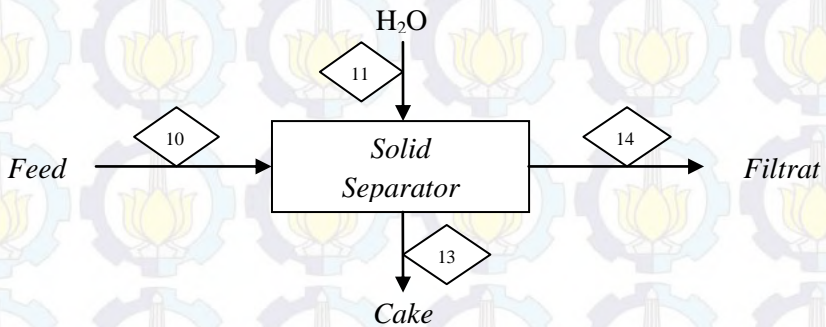
Neraca massa pada unit Reaktor Hidrolisis Lignoselulosa adalah sebagai berikut:

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 9:		Aliran 12:	
Selulosa	4.587,52	Selulosa	2.018,51
Hemiselulosa	5.143,58	Hemiselulosa	2.263,18
Pati	485,34	Pati	485,34
Dekstrin	62,40	Dekstrin	62,40
Maltosa	10.611,97	Maltosa	10.611,97
Glukosa	3.628,49	Glukosa	6.482,94

Air	14.761,64	Xilosa	3.273,19
Lignin	4.010,82	Air	14.083,41
NaOH	0,00	Lignin	4.010,82
Na-Ligninat	959,20	NaOH	0,00
α -amilase	2,77	Na-Ligninat	959,20
Glukoamilase	9,71	α -amilase	2,77
H ₂ SO ₄	194,62	Glukoamilase	9,71
Aliran 10:		H ₂ SO ₄	194,62
Cellulase	93,84	Cellulase	93,84
Jumlah	44.551,90	Jumlah	44.551,90

5. ROTARY VACUUM FILTER

Rotary vacuum filter merupakan salah satu jenis *solid separator*, yang berfungsi sebagai pemisah antara sirup gula hasil proses hidrolisis bahan baku dengan endapan padat dan impuritis lainnya, sehingga proses fermentasi sirup gula menjadi etanol dapat berlangsung sempurna.



Gambar 5. Skema neraca massa pada *solid separator*

Komposisi feed RVF adalah sebagai berikut:

Komponen	Jumlah (kg)
Selulosa	2.018,51
Hemiselulosa	2.263,18
Pati	485,34
Dekstrin	62,40

Maltosa	10.611,97
Glukosa	6.482,94
Xilosa	3.273,19
Air	14.083,41
Lignin	4.010,82
NaOH	0,00
Na-Ligninat	959,20
α -amilase	2,77
Glukoamilase	9,71
H ₂ SO ₄	194,62
Cellulase	93,84
Jumlah	44.551,90

Pembagian komposisi untuk masing-masing cake dan filtrat adalah sebagai berikut:

<i>Cake</i>	Jumlah (kg)	<i>Filtrat</i>	Jumlah (kg)
Selulosa	2.018,51	Dekstrin	62,40
Hemiselulosa	2.263,18	Maltosa	10.611,97
Pati	485,34	Glukosa	6.482,94
Lignin	4.010,82	Xilosa	3.273,19
NaOH	0,00	Air	14.083,41
Na-Ligninat	959,20		
α -amilase	2,77		
Glukoamilase	9,71		
H ₂ SO ₄	194,62		
Cellulase	93,84		
Jumlah	9.737,04	Jumlah	34.513,92

Jumlah air pencuci (*wash water*) yang ditambahkan adalah sekitar 20-25% dari total *cake*. Sedangkan, jumlah filtrat terlarut dalam *cake* adalah sekitar 1-2% dari total *cake* (Hugot, 1978).

Diasumsikan, air pencuci yang akan digunakan adalah 25% dari jumlah total *cake*, serta jumlah filtrat terlarut dalam *cake* adalah sebesar 1% dari jumlah total *cake*. Sehingga, jumlah air pencuci RVF yang digunakan:

$$\begin{aligned} \text{Air pencuci} &= 25\% \times \text{jumlah total cake} \\ &= 0,25 \times 9.737,04 \text{ kg} = 2.434,26 \text{ kg} \end{aligned}$$

dan jumlah filtrat terlarut dalam *cake* adalah:

$$\begin{aligned} \text{Filtrat terlarut cake} &= 1\% \times \text{jumlah total cake} \\ &= 0,01 \times 9.737,04 \text{ kg} \\ &= 97,37 \text{ kg} \end{aligned}$$

Sehingga jumlah masing-masing komponen sebagai filtrat yang terlarut dalam *cake* adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Dekstrin} &= \frac{\text{Massa Dekstrin pada filtrat}}{\Sigma \text{ massa filtrat}} \times \text{Filtrat terlarut cake} \\ &= \frac{62,4 \text{ kg}}{34.513,92 \text{ kg / kmol}} \times 97,37 \text{ kg} = 0,18 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maltosa} &= \frac{\text{Massa Maltosa dalam filtrat}}{\Sigma \text{ massa filtrat}} \times \text{Filtrat terlarut cake} \\ &= \frac{10.611,97 \text{ kg}}{34.513,92 \text{ kg / kmol}} \times 97,37 \text{ kg} = 29,94 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Glukosa} &= \frac{\text{Massa Glukosa dalam filtrat}}{\Sigma \text{ massa filtrat}} \times \text{Filtrat terlarut cake} \\ &= \frac{6.482,94 \text{ kg}}{34.513,92 \text{ kg / kmol}} \times 97,37 \text{ kg} = 18,29 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Xilosa} &= \frac{\text{Massa Xilosa dalam filtrat}}{\Sigma \text{ massa filtrat}} \times \text{Filtrat terlarut cake} \\ &= \frac{3.273,19 \text{ kg}}{34.513,92 \text{ kg / kmol}} \times 97,37 \text{ kg} = 9,23 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air} &= \frac{\text{Massa Air dalam filtrat}}{\Sigma \text{ massa filtrat}} \times \text{Filtrat terlarut dalam cake} \\ &= \frac{14.083,41 \text{ kg}}{34.513,92 \text{ kg / kmol}} \times 97,37 \text{ kg} = 39,73 \text{ kg} \end{aligned}$$

Jumlah total *cake* yang keluar sebagai *solid waste* menjadi:

Komponen	Massa (kg)
Selulosa	2.018,51
Hemiselulosa	2.263,18
Pati	485,34

Lignin	4.010,82
NaOH	0,00
Na-Ligninat	959,20
α -amilase	2,77
Glukoamilase	9,71
Cellulase	93,84
Dekstrin	0,18
Maltosa	29,94
Glukosa	18,29
Xilosa	9,23
Air	39,73
H ₂ SO ₄	194,62
Jumlah	9.873,47

Sedangkan jumlah filtrat yang akan digunakan sebagai *feed* tangki *conditioning syrup* menjadi:

Komponen	Massa (kg)
Dekstrin	62,22
Maltosa	10.582,03
Glukosa	6.464,65
Xilosa	3.263,96
Air	14.043,68
Jumlah	34.416,55

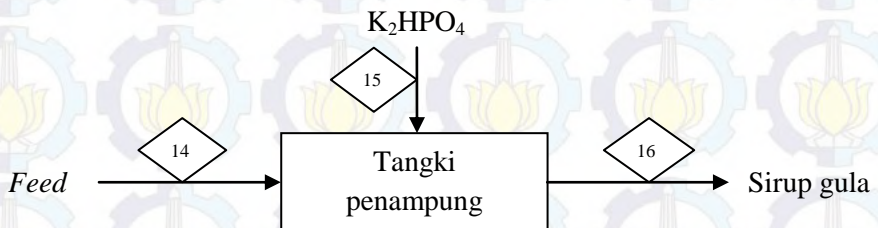
Neraca massa pada unit *Rotary Vacuum Filter* adalah sebagai berikut:

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 12:		Aliran 14:	
Selulosa	2.018,51	Selulosa	2.018,51
Hemiselulosa	2.263,18	Hemiselulosa	2.263,18
Pati	485,34	Pati	485,34
Dekstrin	62,40	Lignin	4.010,82
Maltosa	10.611,97	NaOH	0,00
Glukosa	6.482,94	Na-Ligninat	959,20

Xilosa	3.273,19	α -amilase	2,77
Air	14.083,41	Glukoamilase	9,71
Lignin	4.010,82	Cellulase	93,84
NaOH	0,00	Dekstrin	0,18
Na-Ligninat	959,20	Maltosa	29,94
α -amilase	2,77	Glukosa	18,29
Glukoamilase	9,71	Xilosa	9,23
H ₂ SO ₄	194,62	H ₂ SO ₄	194,62
Cellulase	93,84	Air	2.473,99
Aliran 13: Air Proses	2.434,26	Aliran 15: Dekstrin	62,22
		Maltosa	10.582,03
		Glukosa	6.464,65
		Xilosa	3.263,96
		Air	14.043,68
Jumlah	46.986,16	Jumlah	46.986,16

6. TANGKI PENAMPUNG SIRUP GULA

Menurut Velásquez-Arredondo *et al.*(2010), tangki penampung sirup gula (*syrup conditioning tank*) berfungsi sbagai penampung sirup gula hasil pemisahan dari RVF, serta pemberian nutrien (K₂HPO₄) untuk biomassa/*yeast* pada Tangki Starter Ragi dan Fermentor.



Gambar 6. Skema neraca massa unit tangki penampung sirup gula

Komposisi *feed* tangki penampung sirup gula adalah:

Komponen	Jumlah (kg)
Dekstrin	62,22
Maltosa	10.582,03
Glukosa	6.464,65
Xilosa	3.263,96
Air	14.043,68
Jumlah	34.416,55

Menurut *Velásquez-Arredondo et al.(2010)*, diketahui bahwa jumlah K_2HPO_4 untuk tangki *syrup conditioning*: 0,06 kg/100 kg bahan baku. Sehingga, jumlah K_2HPO_4 yang ditambahkan dalam tangki adalah:

$$K_2HPO_4 = (0,06 \times 34.754 \text{ kg}) : 100 \text{ kg} = 20,85 \text{ kg}$$

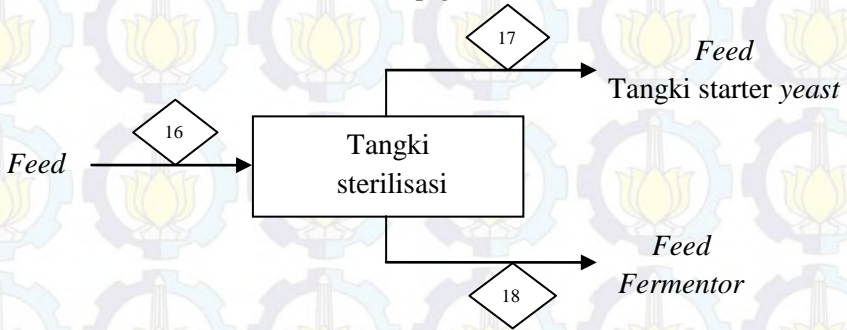
Sehingga, neraca massa pada unit Tangki Penampung Sirup Gula adalah sebagai berikut:

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 15:		Aliran 17:	
Dekstrin	62,22	Dekstrin	62,22
Maltosa	10.582,03	Maltosa	10.582,03
Glukosa	6.464,65	Glukosa	6.464,65
Xilosa	3.263,96	Xilosa	3.263,96
Air	14.043,68	Air	14.043,68
		K_2HPO_4	20,85
Aliran 16:			
K_2HPO_4	20,85		
Jumlah	34.437,40	Jumlah	34.437,40

7. TANGKI STERILISASI

Menurut *Vogel (1997)*, tangki sterilisasi diperlukan untuk mensterilkan sirup gula sehingga tidak ada mikroorganisme lain yang tumbuh dan dapat menghambat proses fermentasi oleh

Saccharomyces cerevisiae. Media tumbuh *yeast* untuk tangki starter adalah sebesar 5–8 % dari total sirup gula (Gumbira, 1977).



Gambar 7. Skema neraca massa tangki sterilisasi

Diasumsikan, media untuk tangki starter yang dipilih adalah 5%, dan media tumbuh *yeast* untuk fermentor adalah 95%. Sehingga, pembagian media sebagai *feed* tangki starter maupun fermentor adalah sebagai berikut:

<i>Feed</i> Tangki Starter <i>Yeast</i>	Jumlah (kg)	<i>Feed</i> Fermentor	Jumlah (kg)
Dekstrin	3,11	Dekstrin	59,11
Maltosa	529,10	Maltosa	10.052,93
Glukosa	323,23	Glukosa	6.141,42
Xilosa	163,20	Xilosa	3.100,76
Air	702,18	Air	13.341,50
K ₂ HPO ₄	1,04	K ₂ HPO ₄	19,81
Jumlah	1.721,87	Jumlah	32.715,53

Pada unit Tangki Sterilisasi, tidak terjadi reaksi kimia yang menyebabkan penambahan atau pengurangan komponen dalam *feed*, karena *steam* dikontakkan secara tidak langsung pada sirup gula.

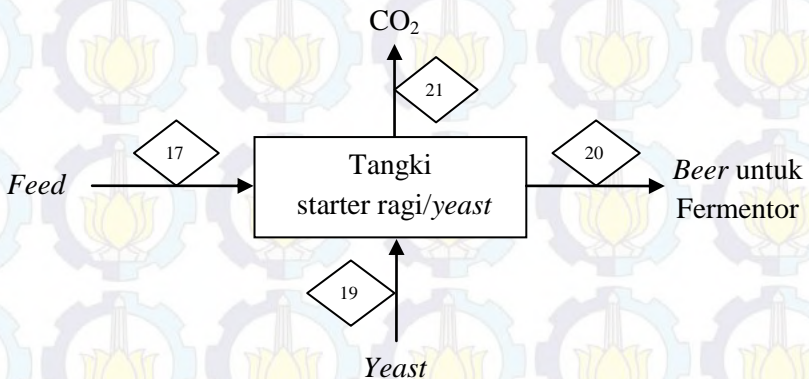
Sehingga, neraca massa pada unit Tangki Sterilisasi adalah sebagai berikut:

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 17: Dekstrin	62,22	Aliran 18: Dekstrin	3,11

Maltosa	10.582,03	Maltosa	529,10
Glukosa	6.464,65	Glukosa	323,23
Xilosa	3.263,96	Xilosa	163,20
Air	14.043,68	Air	702,18
K ₂ HPO ₄	20,85	K ₂ HPO ₄	1,04
		Aliran 19:	
		Dekstrin	59,11
		Maltosa	10.052,93
		Glukosa	6.141,42
		Xilosa	3.100,76
		Air	13.341,50
		K ₂ HPO ₄	19,81
Jumlah	34.437,40	Jumlah	34.437,40

8. TANGKI STARTER RAGI /YEAST

Menurut Vogel (1997), tangki starter ragi merupakan media pertumbuhan ragi/yeast, yang nantinya mikroorganisme tersebut dapat memfementasikan sirup gula pada fermentor. Ragi yang digunakan adalah *Saccharomyces cerevisiae*, karena harganya murah dan mudah didapatkan.



Gambar 8. Skema neraca massa tangki starter ragi

Komposisi *feed* tangki starter ragi adalah sebagai berikut:

Komponen	Massa (kg)
Dekstrin	3,11
Maltosa	529,10
Glukosa	323,23
Xilosa	163,20
Air	702,18
K ₂ HPO ₄	1,04
Jumlah	1.721,87

ρ referensi = 995,03 kg/m³ (Perry, 2008)
 [Komponen referensi yang digunakan adalah H₂O; pada suhu 32°C]

Specific gravity (sg) = $\frac{\rho_{\text{komponen}}}{\rho_{\text{referensi}}}$

Fraksi komponen (X) = $\frac{\text{massa}_{\text{komponen}}}{\text{massa}_{\text{campuran}}}$

Sehingga, komposisi untuk masing-masing komponen *feed* tangki starter ragi adalah:

Komponen	Massa (kg)	Fraksi	sg	Fraksi × sg
Dekstrin	3,11	0,00181	1,04	0,00188
Maltosa	529,10	0,30747	1,54	0,47350
Glukosa	323,23	0,18784	1,56	0,29302
Xilosa	163,20	0,09484	1,54	0,14605
Air	702,18	0,40805	1,00	0,40805
Jumlah	1.720,83	1,00		1,32

ρ sirup gula = $\Sigma (\text{fraksi} \times \text{sg}) \times \rho_{\text{air}}$
 = 1,32 × 995,03
 = 1.315,93 kg/m³

V sirup gula = $\frac{\Sigma \text{massa}_{\text{komponen}}}{\rho_{\text{sirupgula}}}$
 = 1.720,83kg : 1.315,93 kg/m³ = 1,31 m³

Penambahan yeast *Saccharomyces cerevisiae*

Volume yeast yang ditambahkan ke dalam media adalah 15% dari volume sirup gula (*Kent-Riegel, 1998*). Maka volume yeast yang harus ditambahkan ke dalam tangki adalah:

$$V_{\text{yeast}} = 0,15 \times V_{\text{sirup gula}} = 0,15 \times 1,31 \text{ m}^3 = 0,2 \text{ m}^3$$

Sehingga, untuk menentukan jumlah massa yeast yang masuk:

$$\rho_{\text{yeast}} = \frac{\text{massa}_{\text{K}_2\text{HPO}_4}}{V_{\text{yeast}}} = 1,04 \text{ kg} : 0,2 \text{ m}^3 = 5,32 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{massa}_{\text{yeast}} = V_{\text{yeast}} \times \rho_{\text{yeast}} = 0,2 \text{ m}^3 \times 5,32 \text{ kg/m}^3 = 1,04 \text{ kg}$$

Perhitungan Yeast Growth Rate

Menurut *Manikandan et al. (2007)*, diketahui bahwa penentuan jumlah yeast yang tumbuh dalam tangki adalah dengan menggunakan *Monod kinetic model*, dengan asumsi tidak ada yeast yang mati dalam tangki starter ragi.

$$\frac{dX}{dt} = \mu X$$

$$\mu = \frac{\mu_{\text{max}} S_{(C_6H_{12}O_6)}}{K_s + S_{(C_6H_{12}O_6)}}$$

di mana:

$$K_s \text{ (} S. \text{cerevisiae)} = 25 \text{ g/L} = 25 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{\text{max}} = 1,5 \text{ jam}^{-1}$$

Sehingga, konsentrasi substrat glukosa menjadi:

$$S \text{ (} C_6H_{12}O_6) = \frac{\text{massa glukosa dalam sirup gula}}{V_{\text{sirupgula}}} = \frac{323,23 \text{ kg}}{1,31 \text{ m}^3} = 247,18 \text{ kg/m}^3$$

Dan *specific growth rate* menjadi:

$$\begin{aligned} \mu &= \frac{\mu_{\max} \times S}{K_s + S} \\ &= \frac{1,5 \text{ jam}^{-1} \times 247,18 \text{ kg/m}^3}{25 \text{ kg/m}^3 + 247,18 \text{ kg/m}^3} = 1,36 \text{ jam}^{-1} \end{aligned}$$

Jumlah konsentrasi yeast mula-mula adalah:

$$\begin{aligned} X_0 &= \frac{\text{massa}_{\text{yeast}}}{V_{\text{siruggula}}} \\ &= \frac{1,04 \text{ kg}}{1,31 \text{ m}^3} = 0,80 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Nilai yeast growth rate dalam tangki starter adalah:

$$\begin{aligned} \frac{dX}{dt} &= \mu \times X_0 \\ &= (1,36 \text{ jam}^{-1} \times 0,80 \text{ kg/m}^3) = 1,09 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

Dan jumlah yeast setelah 24 jam adalah:

$$\begin{aligned} X_t &= t \times \frac{dX}{dt} \\ &= (24 \text{ jam} \times 1,09 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{jam}) = 26,07 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Neraca Massa Yeast

$$\begin{aligned} \text{Yeast outlet} &= \text{Yeast inlet} + \text{Yeast setelah 24 jam} \\ &= \frac{X_0}{V_{\text{yeast}}} + \frac{X_{24}}{V_{\text{yeast}}} \\ &= \frac{0,80 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{jam}}{0,2 \text{ m}^3} + \frac{26,07 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{jam}}{0,2 \text{ m}^3} \\ &= 5,27 \text{ kg} \end{aligned}$$

Sehingga, sisa Glukosa menjadi:

$$\begin{aligned} \text{Sisa Glukosa} &= \\ &= [\text{massa}_{\text{media+yeast inlet}} + K_2\text{HPO}_4] - [(\text{massa}_{\text{media+yeast outlet}}) - \text{massa}_{\text{Glukosa}}] \\ &= [1.702,83 + 1,04 + 1,04] - [(1.702,83 + 5,27) - 323,23] \text{ kg} \\ &= 320,05 \text{ kg} \end{aligned}$$



Konversi glukosa menjadi etanol dalam reaksi fermentasi (1) adalah sebesar 95%.

Menurut *Perry (2008)*, berat molekul masing-masing komponen pada reaksi fermentasi (1) adalah:

$C_6H_{12}O_6$: 180
 C_2H_5OH : 46
 CO_2 : 44

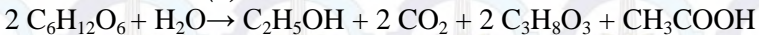
Stoikiometri reaksi fermentasi (1) adalah sebagai berikut:

<i>kmol</i>	$C_6H_{12}O_6$	C_2H_5OH	CO_2
mula-mula:	1,78		
bereaksi:	1,69	3,38	3,38
sisa:	0,09	3,38	3,38

Berdasarkan stoikiometri reaksi di atas, maka jumlah massa komponen bahan baku menjadi:

	Komponen	mol (kmol)	Massa (kg)
mula-mula:	$C_6H_{12}O_6$	1,78	320,05
bereaksi:	$C_6H_{12}O_6$	1,69	304,05
sisa:	$C_6H_{12}O_6$	0,09	16,00
	C_2H_5OH	3,38	155,40
	CO_2	3,38	148,64

Reaksi Fermentasi (2):



Konversi glukosa menjadi etanol dalam reaksi fermentasi (2) adalah sebesar 5%.

Menurut *Perry (2008)*, berat molekul masing-masing komponen pada reaksi fermentasi (1) adalah:

$C_6H_{12}O_6$: 180
 H_2O : 18
 C_2H_5OH : 46
 CO_2 : 44
 $C_3H_8O_3$: 92
 CH_3COOH : 60

Stoikiometri reaksi fermentasi (2) adalah sebagai berikut:

<i>kmol</i>	$C_6H_{12}O_6$	H_2O	C_2H_5OH	CO_2	$C_3H_8O_3$	CH_3COOH
mula-mula:	0,089	39,01				
bereaksi:	0,004	0,002	0,002	0,004	0,004	0,002
sisanya:	0,08	39,01	0,002	0,004	0,004	0,002

Berdasarkan stoikiometri reaksi di atas, maka jumlah massa komponen bahan baku menjadi:

	Komponen	mol (kmol)	Massa (kg)
mula-mula:	$C_6H_{12}O_6$	0,0889	16,00
	H_2O	39,0102	702,18
bereaksi:	$C_6H_{12}O_6$	0,0044	0,80
	H_2O	0,0022	0,04
sisanya:	$C_6H_{12}O_6$	0,0845	15,20
	H_2O	39,0080	702,14
	C_2H_5OH	0,0022	0,10
	CO_2	0,0044	0,20
	$C_3H_8O_3$	0,0044	0,41
	CH_3COOH	0,0022	0,13

Jumlah etanol yang dihasilkan setelah reaksi fermentasi I dan II menjadi:

$$\begin{aligned} \text{Etanol} &= \text{EtOH fermentasi (1)} + \text{EtOH fermentasi (2)} \\ &= 155,4 \text{ kg} + 0,1 \text{ kg} \\ &= 155,5 \text{ kg} \end{aligned}$$

Sedangkan jumlah gas CO_2 yang dihasilkan setelah reaksi fermentasi I dan II menjadi:

$$\begin{aligned} CO_2 &= CO_2 \text{ fermentasi (1)} + CO_2 \text{ fermentasi (2)} \\ &= 148,64 \text{ kg} + 0,2 \text{ kg} \\ &= 2.206,24 \text{ kg} \end{aligned}$$

Sehingga, akumulasi jumlah massa komponen dalam tangki starter setelah reaksi fermentasi menjadi:

Komponen	Jumlah (kg)
$C_6H_{12}O_6$	15,20
H_2O	702,14
C_2H_5OH	155,50
CO_2	148,84
$C_3H_8O_3$	0,41
CH_3COOH	0,13

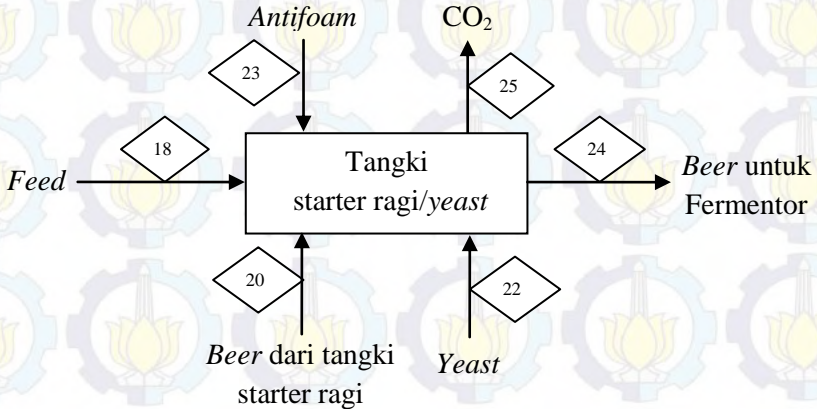
Neraca massa pada unit Tangki Starter Ragi adalah sebagai berikut:

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 18:		Aliran 21:	
Dekstrin	3,11	Dekstrin	3,11
Maltosa	529,10	Maltosa	529,10
Glukosa	323,23	Xilosa	163,20
Xilosa	163,20	Glukosa	15,20
Air	702,18	Air	702,14
K_2HPO_4	1,04	Etanol	155,50
		Gliserol	0,41
Aliran 20:		Asam Asetat	0,13
Yeast	1,04	Yeast	5,27
		Aliran 22:	
		CO_2	148,84
Jumlah	1.722,91	Jumlah	1.722,91

9. FERMENTOR

Menurut Vogel (1997), fermentor merupakan medium utama pembentukan etanol dari sirup gula melalui proses fermentasi akibat aktivitas mikroorganisme. Ragi yang digunakan adalah *Saccharomyces cerevisiae*, karena harganya murah dan mudah didapatkan. Pada fermentor, ditambahkan *antifoam* yang bertujuan

untuk menghindari terjadinya gelembung-gelembung gas selama proses fermentasi berlangsung.



Gambar 9. Skema neraca massa pada unit Fermentor

Menurut *Velásquez-Arredondo et al.*(2010), diketahui bahwa jumlah *Antifoam* yang dibutuhkan untuk Fermentor adalah sebesar 0,02 kg/100 kg bahan baku. Maka, jumlah *Antifoam* yang dibutuhkan untuk 34.754 kg bahan baku adalah:

$$\begin{aligned} \textit{Antifoam} &= (0,018 \text{ kg} \times 34.754) : 100 \text{ kg} \\ &= 6,95 \text{ kg} \end{aligned}$$

Komposisi *feed*fermentor adalah sebagai berikut:

Komponen	Massa (kg)
Dekstrin	59,11
Maltosa	10.052,93
Glukosa	6.141,42
Xilosa	3.100,76
Air	13.341,50
K ₂ HPO ₄	19,81
Jumlah	32.715,53

$$\rho \text{ referensi [H}_2\text{O pada suhu } 32^\circ\text{C]} = 995,03 \text{ kg/m}^3 \text{ (Perry, 2008)}$$

$$\textit{Specific gravity (sg)} = \frac{\rho_{\text{komponen}}}{\rho_{\text{referensi}}}$$

$$\text{Fraksi}_{\text{komponen}} (X) = \frac{\text{massa}_{\text{komponen}}}{\text{massa}_{\text{campuran}}}$$

Sehingga, komposisi untuk masing-masing komponen *feed* tangki fermentor adalah:

Komponen	Massa (kg)	Fraksi	sg	Fraksi × sg
Dekstrin	59,11	0,00181	1,04	0,00188
Maltosa	10.052,93	0,30747	1,54	0,47350
Glukosa	6.141,42	0,18784	1,56	0,29302
Xilosa	3.100,76	0,09484	1,54	0,14605
Air	13.341,50	0,40805	1,00	0,40805
Jumlah	32.695,72	1,00		1,32

$$\begin{aligned} \rho_{\text{ sirup gula}} &= \Sigma(\text{fraksi} \times \text{sg}) \times \rho_{\text{ air}} \\ &= 1,32 \times 995,03 \\ &= 1.315,22 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{ sirup gula}} &= \frac{\Sigma \text{massa}_{\text{komponen}}}{\rho_{\text{ sirup gula}}} \\ &= \frac{32.695,72 \text{ kg}}{1.315,22 \text{ kg/m}^3} = 24,85 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Penambahan yeast Saccharomyces cerevisae

Volume *yeast* yang ditambahkan ke dalam tangki adalah 15% dari volume sirup gula (*Kent-Riegel, 1998*). Maka volume *yeast* yang harus ditambahkan ke dalam tangki adalah:

$$\begin{aligned} V_{\text{ yeast}} &= 0,15 \times V_{\text{ sirup gula}} \\ &= 0,15 \times 24,85 \text{ m}^3 \\ &= 3,73 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Sehingga, untuk menentukan jumlah massa *yeast* yang masuk:

$$\begin{aligned} \rho_{\text{ yeast}} &= \frac{\text{massa}_{\text{K}_2\text{HPO}_4}}{V_{\text{ yeast}}} \\ &= \frac{19,81 \text{ kg}}{3,73 \text{ m}^3} \\ &= 5,32 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{massa}_{\text{yeast}} &= V_{\text{yeast}} \times \rho_{\text{yeast}} \\ &= 3,73 \text{ m}^3 \times 5,32 \text{ kg/m}^3 \\ &= 19,81 \text{ kg} \end{aligned}$$

Perhitungan Yeast Growth Rate

Menurut *Manikandan et al. (2007)*, diketahui bahwa penentuan jumlah yeast yang tumbuh dalam tangki adalah dengan menggunakan *Monod kinetic model*, dengan asumsi tidak ada yeast yang mati dalam tangki starter ragi.

$$\begin{aligned} \frac{dX}{dt} &= \mu X & K_s (\text{S.cerevisae}) &= 25 \text{ g/L} \\ & & &= 25 \text{ kg/m}^3 \\ \mu &= \frac{\mu_{\text{max}} \times S}{K_s + S} & \mu_{\text{max}} &= 1,5 \text{ jam}^{-1} \end{aligned}$$

Sehingga, konsentrasi substrat glukosa menjadi:

$$\begin{aligned} S (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6) &= \frac{\text{massa glukosa dalam sirup gula}}{V_{\text{sirup gula}}} \\ &= \frac{6.141,42 \text{ kg}}{24,85 \text{ m}^3} = 247,18 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Dan *specific growth rate* menjadi:

$$\begin{aligned} \mu &= \frac{\mu_{\text{max}} \times S}{K_s + S} \\ &= \frac{1,5 \text{ jam}^{-1} \times 247,18 \text{ kg/m}^3}{25 \text{ kg/m}^3 + 247,18 \text{ kg/m}^3} = 1,36 \text{ jam}^{-1} \end{aligned}$$

Jumlah konsentrasi yeast mula-mula adalah:

$$\begin{aligned} X_0 &= \frac{\text{massa}_{\text{yeast}}}{V_{\text{sirup gula}}} \\ &= \frac{19,81 \text{ kg}}{24,85 \text{ m}^3} = 0,80 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Nilai *yeast growth rate* dalam tangki starter adalah:

$$\begin{aligned} \frac{dX}{dt} &= \mu \times X_0 \\ &= (1,36 \text{ jam}^{-1} \times 0,80 \text{ kg/m}^3) = 1,09 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

Dan jumlah *yeast* setelah 24 jam adalah:

$$\begin{aligned} X_t &= t \times \frac{dX}{dt} \\ &= (24 \text{ jam} \times 1,09 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{jam}) \\ &= 26,07 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Neraca Massa *Yeast*

$$\begin{aligned} \text{Yeast outlet} &= \text{Yeast inlet} + \text{Yeast setelah 24 jam} \\ &= \frac{X_0}{V_{\text{yeast}}} + \frac{X_{24}}{V_{\text{yeast}}} \\ &= \frac{0,80 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{jam}}{3,73 \text{ m}^3} + \frac{26,07 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{jam}}{3,73 \text{ m}^3} \\ &= 100,12 \text{ kg} \end{aligned}$$

Sehingga, sisa Glukosa menjadi:

Sisa Glukosa =

$$\begin{aligned} &[\text{massa}_{\text{media}+\text{yeast}_{\text{inlet}}} + \text{K}_2\text{HPO}_4] - [(\text{massa}_{\text{media}+\text{yeast}_{\text{outlet}}}) - \text{massa}_{\text{Glukosa}}] \\ &= 6.080,92 \text{ kg} \end{aligned}$$



Konversi glukosa menjadi etanol dalam reaksi fermentasi (1) adalah sebesar 95%.

Menurut *Perry (2008)*, berat molekul masing-masing komponen pada reaksi fermentasi (1) adalah:

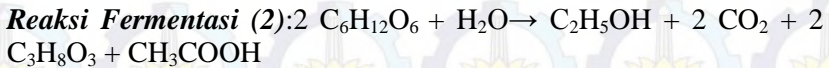
$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$: 180
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$: 46
CO_2	: 44

Stoikiometri reaksi fermentasi (1) adalah sebagai berikut:

<i>kmol</i>	$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$	$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	CO_2
mula-mula:	33,78		
bereaksi:	32,09	64,19	64,19
sisa:	1,69	64,19	64,19

Berdasarkan stoikiometri reaksi di atas, maka jumlah massa komponen bahan baku menjadi:

	Komponen	mol (kmol)	Massa (kg)
mula-mula:	C ₆ H ₁₂ O ₆	33,78	6.080,92
bereaksi:	C ₆ H ₁₂ O ₆	32,09	5.776,88
sisa:	C ₆ H ₁₂ O ₆	1,69	304,05
	C ₂ H ₅ OH	64,19	2.952,63
	CO ₂	64,19	2.824,25



Konversi glukosa menjadi etanol dalam reaksi fermentasi (2) adalah sebesar 5%.

Menurut *Perry (2008)*, berat molekul masing-masing komponen pada reaksi fermentasi (1) adalah:

C ₆ H ₁₂ O ₆	: 180
H ₂ O	: 18
C ₂ H ₅ OH	: 46
CO ₂	: 44
C ₃ H ₈ O ₃	: 92
CH ₃ COOH	: 60

Stoikiometri reaksi fermentasi (2) adalah sebagai berikut:

<i>kmol</i>	C ₆ H ₁₂ O ₆	H ₂ O	C ₂ H ₅ OH	CO ₂	C ₃ H ₈ O ₃	CH ₃ COOH
mula-mula:	1,69	741,19				
bereaksi:	0,08	0,04	0,04	0,08	0,08	0,04
sisa:	1,60	741,15	0,04	0,08	0,08	0,04

Berdasarkan stoikiometri reaksi di atas, maka jumlah massa komponen bahan baku menjadi:

	Komponen	mol (kmol)	Massa (kg)
mula-mula:	C ₆ H ₁₂ O ₆	1,69	304,05
	H ₂ O	741,19	13.341,50
bereaksi:	C ₆ H ₁₂ O ₆	0,08	15,20
	H ₂ O	0,04	0,76
sisa:	C ₆ H ₁₂ O ₆	1,60	288,84
	H ₂ O	741,15	13.340,74

	C ₂ H ₅ OH	0,04	1,94
	CO ₂	0,08	3,72
	C ₃ H ₈ O ₃	0,08	7,77
	CH ₃ COOH	0,04	2,53

Jumlah etanol yang dihasilkan setelah reaksi fermentasi I dan II menjadi:

$$\begin{aligned} \text{Etanol} &= \text{EtOH fermentasi (1)} + \text{EtOH fermentasi (2)} \\ &= 2.954,57 \text{ kg} \end{aligned}$$

Sedangkan jumlah gas CO₂ yang dihasilkan setelah reaksi fermentasi I dan II menjadi:

$$\begin{aligned} \text{CO}_2 &= \text{CO}_2 \text{ fermentasi (1)} + \text{CO}_2 \text{ fermentasi (2)} \\ &= 2.827,97 \text{ kg} \end{aligned}$$

Sehingga, akumulasi jumlah massa komponen dalam tangki starter setelah reaksi fermentasi menjadi:

Komponen	Jumlah (kg)
C ₆ H ₁₂ O ₆	288,84
H ₂ O	13.340,74
C ₂ H ₅ OH	2.954,57
CO ₂	2.827,97
C ₃ H ₈ O ₃	7,77
CH ₃ COOH	2,53

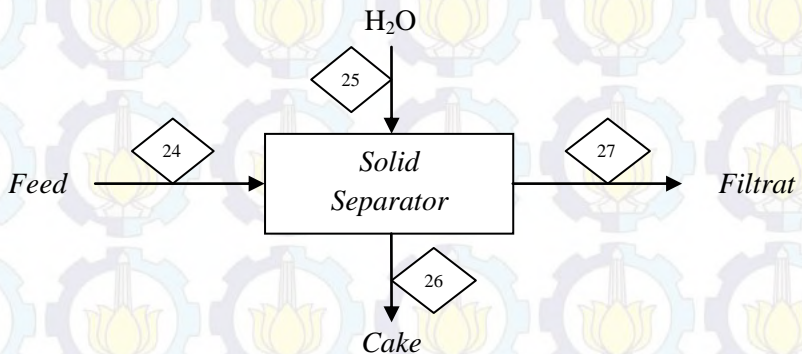
Neraca massa pada unit Fermentor adalah sebagai berikut:

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 19:		Aliran 24:	
Dekstrin	59,11	Dekstrin	62,22
Maltosa	10.052,93	Maltosa	10.582,03
Glukosa	6.141,42	Xilosa	3.263,96
Xilosa	3.100,76	Glukosa	304,05
Air	13.341,50	Air	14.042,88
K ₂ HPO ₄	19,81	Etanol	3.110,07
		Gliserol	8,18
Aliran 21:		Asam Asetat	2,67

Dekstrin	3,11	<i>Yeast</i>	105,39
Maltosa	529,10	<i>Antifoam</i>	6,95
Xilosa	163,20		
Glukosa	15,20	Aliran 25:	
Air	702,14	CO ₂	2.827,97
Etanol	155,50		
Gliserol	0,41		
Asam Asetat	0,13		
<i>Yeast</i>	5,27		
Aliran 20:			
<i>Yeast</i>	19,81		
Aliran 23:			
<i>Antifoam</i>	6,95		
Jumlah	34.316,36	Jumlah	34.316,36

10. ROTARY VACUUM FILTER

Rotary vacuum filter merupakan salah satu jenis *solid separator*, yang berfungsi sebagai pemisah antara *beer* hasil fermentasi sirup gula dengan endapan mikroorganisme dan sirup gula, yang dapat mempengaruhi proses distilasi etanol.



Gambar 10. Skema neraca massa pada *solid separator*

Komposisi feed RVF adalah sebagai berikut:

Komponen	Jumlah (kg)
Dekstrin	62,22
Maltosa	10.582,03
Xilosa	3.263,96
Glukosa	304,05
Air	14.042,88
Etanol	3.110,07
Gliserol	8,18
Asam Asetat	2,67
<i>Yeast</i>	105,39
<i>Antifoam</i>	6,95
Jumlah	31.488,39

Pembagian komposisi untuk masing-masing cake dan filtrat adalah sebagai berikut:

Cake	Jumlah (kg)	Filtrat	Jumlah (kg)
Dekstrin	62,22	Air	14.042,88
Maltosa	10.582,03	C ₂ H ₅ OH	3.110,07
Xilosa	3.263,96	C ₃ H ₈ O ₃	8,18
Glukosa	304,05	CH ₃ COOH	2,67
<i>Yeast</i>	105,39		
<i>Antifoam</i>	6,95		
Jumlah	14.324,60	Jumlah	17.163,80

Jumlah air pencuci (*wash water*) yang ditambahkan adalah sekitar 20-25% dari total *cake*. Sedangkan, jumlah filtrat terlarut dalam *cake* adalah sekitar 1-2% dari total *cake* (Hugot, 1978).

Diasumsikan, air pencuci yang akan digunakan adalah 25% dari jumlah total *cake*, serta jumlah filtrat terlarut dalam *cake* adalah sebesar 1% dari jumlah total *cake*. Sehingga, jumlah air pencuci RVF yang digunakan:

$$\begin{aligned}
 \text{Air pencuci} &= 25\% \times \text{jumlah total cake} \\
 &= 0,25 \times 14.324,60\text{kg} \\
 &= 3.581,15 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

dan jumlah filtrat terlarut dalam *cake* adalah:

$$\begin{aligned} \text{Filtrat terlarut } \textit{cake} &= 1\% \times \text{jumlah total } \textit{cake} \\ &= 0,01 \times 14.324,60\text{kg} \\ &= 143,25 \text{ kg} \end{aligned}$$

Sehingga jumlah masing-masing komponen sebagai filtrat yang terlarut dalam *cake* adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Air} &= (14.042,88/17.163,8 \times 143,25) \text{ kg} \\ &= 117,2 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_2\text{H}_5\text{OH} &= (3.110,07/17.163,8 \times 143,25) \text{ kg} \\ &= 25,96 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 &= (8,18/17.163,8 \times 143,25) \text{ kg} \\ &= 0,07 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CH}_3\text{COOH} &= (2,67/17.163,8 \times 143,25) \text{ kg} \\ &= 0,02 \text{ kg} \end{aligned}$$

Jumlah total *cake* yang keluar sebagai *solid waste* menjadi:

Komponen	Massa (kg)
Dekstrin	62,22
Maltosa	10.582,03
Xilosa	3.263,96
Glukosa	304,05
<i>Yeast</i>	105,39
<i>Antifoam</i>	6,95
Air	117,20
C ₂ H ₅ OH	25,96
C ₃ H ₈ O ₃	0,07
CH ₃ COOH	0,02
Jumlah	14.467,84

Sedangkan jumlah filtrat yang akan digunakan sebagai *feedunit* distilasi adalah sebagai berikut:

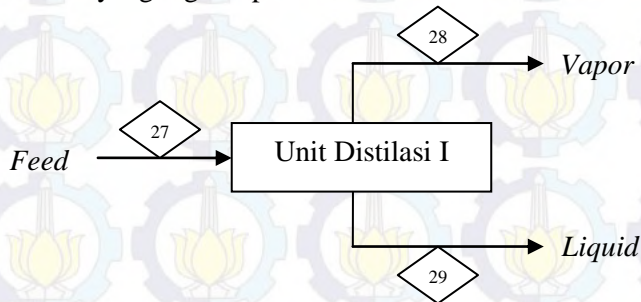
Komponen	Massa (kg)
Air	13.925,68
C ₂ H ₅ OH	3.084,12
C ₃ H ₈ O ₃	8,11
CH ₃ COOH	2,64
Jumlah	17.020,55

Neraca massa pada unit *Rotary Vacuum Filter*:

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 24:		Aliran 26:	
Dekstrin	62,22	Dekstrin	62,22
Maltosa	10.582,03	Maltosa	10.582,03
Xilosa	3.263,96	Xilosa	3.263,96
Glukosa	304,05	Glukosa	304,05
Air	14.042,88	Yeast	105,39
C ₂ H ₅ OH	3.110,07	Antifoam	6,95
C ₃ H ₈ O ₃	8,18	Air	3.698,35
CH ₃ COOH	2,67	C ₂ H ₅ OH	25,96
Yeast	105,39	C ₃ H ₈ O ₃	0,07
Antifoam	6,95	CH ₃ COOH	0,02
Aliran 25:		Aliran 27:	
Air Pencuci	3.581,15	Air	13.925,68
		C ₂ H ₅ OH	3.084,12
		C ₃ H ₈ O ₃	8,11
		CH ₃ COOH	2,64
Jumlah	35.069,54	Jumlah	35.069,54

11. KOLOM DISTILASI I

Unit distilasi berfungsi sebagai pemisah antara etanol dengan *beer/wine* hasil fermentasi, sekaligus meningkatkan kemurnian etanol (Velásquez-Arredondo et al., 2010). Pada kolom Distilasi I, tingkat kemurnian etanol yang ingin diperoleh adalah 90%.



Gambar 11. Skema neraca massa pada unit distilasi

Komposisi *feed* kolom distilasi adalah sebagai berikut:

Komponen	Massa (kg)	BM	kmol	Frakasi mol (X_F)
H ₂ O	13.925,68	18	773,65	0,920105
C ₂ H ₅ OH	3.084,12	46	67,05	0,079738
C ₃ H ₈ O ₃	8,11	92	0,09	0,000105
CH ₃ COOH	2,64	60	0,04	0,000052
Total	17.020,55		840,83	1,00

Metode Pendekatan untuk Pemisahan *Multistage*, Multikomponen

Karena *feed* unit distilasi terdiri atas lebih dari dua macam komponen, maka metode distilasi yang digunakan adalah distilasi multikomponen. Metode ini dilakukan dalam beberapa tahap, yaitu:

1. Pemilihan komponen kunci (*key*)

Pada *feed* unit distilasi multikomponen, Etanol (C₂H₅OH) dipilih sebagai komponen *light key*, sedangkan Air (H₂O) sebagai komponen *heavy key*. Pemilihan komponen kunci dilakukan berdasarkan volatilitas relatifnya (*relative volatility*), di mana Etanol memiliki titik didih yang lebih rendah terhadap air (78°C < 100°C). Sedangkan gliserol (C₃H₈O₃) dan asam asetat (CH₃COOH) merupakan komponen *non-key*.

2. Penentuan Temperatur operasi kolom distilasi

Penentuan temperatur operasi kolom distilasi dibagi menjadi tiga bagian, yaitu *bubble point feed*, *dew point distillate* dan *bubble point bottom product*.

Menentukan nilai *bubble point feed* dengan cara *trial and error*, dengan asumsi kondisi operasi untuk *feed* yang masuk, yaitu:

$$P_0 = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 97,45^\circ\text{C} = 370,599 \text{ K}$$

Kesetimbangan tekanan uap komponen dapat dihitung dengan menggunakan persamaan Antoine:

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

di mana A, B, dan C merupakan konstanta Antoine, dan harga masing-masing konstanta tersebut untuk setiap komponen adalah sebagai berikut:

Komponen	A	B	C
H ₂ O	7,97208	1.668,84	227,7
C ₂ H ₅ OH	8,32109	1.718,10	237,52
C ₃ H ₈ O ₃	6,165	1.036,00	28
CH ₃ COOH	7,38782	1.533,31	222,309

Sumber: Dean (1999)

Sehingga, tekanan uap masing-masing komponen adalah:

Komponen	X _F	log P _i	P _i
H ₂ O (HK)	0,9201	2,8395	691,0998
C ₂ H ₅ OH (LK)	0,0797	3,1920	1.555,8175
C ₃ H ₈ O ₃	0,0001	-2,0933	0,0081
CH ₃ COOH	0,0001	2,5926	391,3727
Total	1,00		

Untuk menentukan nilai K_i dengan cara:

$$K_i = \frac{P_i}{P_0} = \frac{\text{Tekanan uap komponen}}{760 \text{ mmHg}}$$

Komponen	X _F	K _i	X _F · K _i
H ₂ O (HK)	0,9201	0,9093	0,8367
C ₂ H ₅ OH (LK)	0,0797	2,0471	0,1632
C ₃ H ₈ O ₃	0,0001	0,0000	0,0000
CH ₃ COOH	0,0001	0,5150	0,0000
Total	1,00		1,0000

Pada *trial bubble point feed*, nilai 97,45°C untuk temperatur *feed* yang masuk adalah sesuai, karena nilai $\sum X_F \cdot K_i = 1$.

Kemudian menentukan distribusi pendekatan komponen dalam *top* dan *bottom product* menggunakan α rata-rata ($\alpha_{average}$) dengan kondisi operasi T = 97,45 °C dan P = 1 atm, di mana komponen referensi yang digunakan adalah Air (H₂O).

Nilai α diperoleh dengan cara:

$$\alpha = \frac{K_i}{K_{\text{referensi}}}$$

Komponen	K _i	α	log α
H ₂ O	0,91	1,00	0,00
C ₂ H ₅ OH	2,05	2,25	0,35

$C_3H_8O_3$	0,00	0,00	-4,93
CH_3COOH	0,52	0,57	-0,25

Pada unit distilasi I, diinginkan terjadi pemisahan antar *key* hingga titik azeotropnya, yaitu 95,6%, sehingga distribusi komponen antar *key* sebagai berikut:

Komponen	% Distribusi
H ₂ O (HK)	9%
C ₂ H ₅ OH (LK)	90%
C ₃ H ₈ O ₃	0,2%
CH ₃ COOH	0,8%

Distribusi mol *distillate* dan *bottom product* ditentukan dengan cara:

$$Distillate = \text{kmol komponen Feed} \times \% \text{ distribusi komponen}$$

$$Bottom\ product = \text{kmol Feed} - \text{kmol Distillate}$$

Sehingga, distribusi mol dan komponen *distillate* dan *bottom product* menjadi:

Komponen	Feed		Distillate		Bottom	
	kmol	X _F	kmol	X _D	kmol	X _B
H ₂ O (HK)	773,65	0,92	69,63	0,54	704,02	0,99
C ₂ H ₅ OH (LK)	67,05	0,08	60,34	0,46	6,70	0,01
C ₃ H ₈ O ₃	0,09	0,00	0,00	0,00	0,09	0,00
CH ₃ COOH	0,04	0,00	0,00	0,00	0,04	0,00
Total	840,83	1,00	129,97	1,00	710,86	1,00

Berdasarkan distribusi mol komponen di atas, maka distribusi massa komponen menjadi:

Komponen	BM	Feed	Distillate	Bottom
H ₂ O (HK)	18	13.925,68	1.253,31	12.672,37
C ₂ H ₅ OH (LK)	46	3.084,12	2.775,70	308,41
C ₃ H ₈ O ₃	92	8,11	0,02	8,09
CH ₃ COOH	60	2,64	0,02	2,62
Total		17.020,55	4.029,05	12.991,50

Kadar *overhead product* yang diperoleh menjadi:

Komponen	Distillate	Percentage
H ₂ O (HK)	1.253,31	31,11%
C ₂ H ₅ OH (LK)	2.775,70	68,89%
C ₃ H ₈ O ₃	0,02	0,00%
CH ₃ COOH	0,02	0,00%

Kadar etanol (C₂H₅OH) yang diperoleh dari unit Distilasi I adalah 83,12%, di mana distribusi komponen etanol pada *overhead product* belum dapat melampaui nilai azeotrop etanol yang diinginkan.

Nilai *dew point distillate* ditentukan dengan cara *trial and error*, dengan asumsi kondisi operasi untuk *feed* yang masuk, yaitu:

$$P_0 = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 96,35^\circ\text{C} = 362,552 \text{ K}$$

Kemudian, menentukan kembali tekanan uap (P_i) dan K_i masing-masing komponen dengan persamaan Antoine, dengan hasil sebagai berikut:

Komponen	log P	P	K _i	Y _i	X _i = Y _i /K _i
H ₂ O (HK)	2,82	664,05	0,87	0,54	0,61
C ₂ H ₅ OH (LK)	3,18	1.496,71	1,97	0,46	0,24
C ₃ H ₈ O ₃	-2,17	0,01	0,00	0,00	0,15
CH ₃ COOH	2,58	376,80	0,50	0,00	0,00
Total					1,0000

Nilai Y_i didapatkan dari fraksi komponen pada *overhead product* (X_D). Pada *trial dew point distillate*, nilai 96,35°C untuk temperatur *distillate/overhead product* adalah sesuai, karena nilai $\sum X_i = 1$.

Nilai *bubble point bottom product* ditentukan dengan cara *trial and error*, dengan asumsi kondisi operasi untuk *feed* yang masuk, yaitu:

$$P_0 = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 99,76^\circ\text{C} = 373,100 \text{ K}$$

Menentukan kembali tekanan uap (P_i) dan K_i masing-masing komponen dengan persamaan Antoine, dengan hasil sebagai berikut:

Komponen	log P	P	K _i	X _i	Y _i =K _i ·X _i
H ₂ O (HK)	2,88	751,32	0,99	0,99	0,98
C ₂ H ₅ OH (LK)	3,23	1.687,19	2,22	0,01	0,02
C ₃ H ₈ O ₃	-1,94	0,01	0,00	0,00	0,00
CH ₃ COOH	2,63	423,70	0,56	0,00	0,00
Total					1,0000

Nilai X_i didapatkan dari fraksi komponen pada *bottom product* (X_b). Pada *trial bubble point bottom product*, nilai 99,76°C untuk temperatur *bottom product* adalah sesuai, karena nilai ΣY_i = 1.

3. Penentuan jumlah stage minimum teoritis dengan Persamaan Fenske

Menurut Seader & Henley (2006), persamaan Fenske untuk metode penentuan jumlah *stage* minimum teoritis ditulis sebagai berikut:

$$N_{\min} = \frac{\log\left\{\left[\frac{x_{i,N+1}}{x_{i,1}}\right] \left[\frac{x_{j,1}}{x_{j,N+1}}\right]\right\}}{\log \alpha_m}$$

di mana *i* merupakan komponen *light key*, *j* adalah komponen *heavy key*, dan α_m merupakan volatilitas relatif rata-rata (*average relative volatility*). Untuk mendapatkan nilai α_m dibutuhkan beberapa data, antara lain:

Volatilitas relatif distilat:

$$\begin{aligned} (\alpha_{i,j})_N &= \frac{K_{D_i}}{K_{D_j}} \\ &= \frac{1,97}{0,87} = 2,25 \end{aligned}$$

Volatilitas relatif *bottom product*:

$$\begin{aligned} (\alpha_{i,j})_1 &= \frac{K_{B_i}}{K_{B_j}} \\ &= \frac{2,22}{0,99} = 2,25 \end{aligned}$$

Volatilitas relatif rata-rata (*average relative volatility*) yang diperoleh adalah:

$$\begin{aligned} \alpha_m &= [(\alpha_{i,j})_N (\alpha_{i,j})_1]^{1/2} \\ &= [2,25 \times 2,25]^{1/2} \end{aligned}$$

$$= 2,25$$

Sehingga, jumlah *stage* minimum teoritis yang diperoleh adalah:

$$\begin{aligned} N_{\min} &= \frac{\log\left\{\left(\frac{x_{i,N+1}}{x_{i,1}}\right) \left[\frac{x_{j,1}}{x_{j,N+1}}\right]\right\}}{\log \alpha_m} \\ &= \frac{\log\left\{\left[\frac{Y_{i_{LK}}}{Y_{i_{HK}}}\right] \left[\frac{X_{i_{HK}}}{X_{i_{LK}}}\right]\right\}}{\log \alpha_m} \\ &= \frac{\log\{0,46/0,54 [0,99/0,01]\}}{\log(2,25)} \\ &= 5,56 = 6 \text{ stage} \end{aligned}$$

4. Penentuan rasio reflux minimum dengan Persamaan Underwood

Menurut *Geankoplis (1993)*, persamaan Underwood yang digunakan untuk menentukan jumlah *reflux* minimum pada distilasi multikomponen ditulis sebagai berikut:

$$1 - q = \sum_1^n \frac{X_f}{(\alpha_i - \theta) / \alpha_i}$$

di mana q adalah kondisi termal *feed* yang masuk, X_f adalah fraksi mol komponen dalam *feed*, dan α_i adalah K_i/K_j . Nilai θ ditentukan dengan cara *trial* dan *error*.

Dengan kondisi *feed* yang masuk adalah 97,45°C pada 1 atm, *trial* θ dilakukan hingga didapatkan hasil $(1-q) = 0$. Karena *feed* yang masuk dalam kolom distilasi sudah dalam keadaan cairan/*liquid* jenuh, maka nilai q adalah 1 dan nilai $R_{\min+1}$ yang diperoleh nantinya adalah positif (*Perry, 1997*). Nilai θ yang ditentukan harus memenuhi syarat $\alpha_i > \theta > 1$ (*Seader & Henley, 2006*).

Hasil *trial* dan *error* yang dilakukan, dengan nilai θ yang diujicobakan = 2,047, adalah sebagai berikut:

Komponen	X_F	X_D	α	$\alpha - \theta$	$(\alpha - \theta)/\alpha$	$\frac{X_F}{(\alpha_i - \theta)/\alpha_i}$
H ₂ O (HK)	0,92	0,54	1,00	-1,05	-1,05	-0,8788
C ₂ H ₅ OH (LK)	0,08	0,46	2,25	0,20	0,09	0,8790
C ₃ H ₈ O ₃	0,00	0,00	0,00	-2,05	-175.384,90	0,0000

CH ₃ COOH	0,00	0,00	0,57	-1,48	-2,61	0,0000
Total						0,00

Karena nilai $\frac{X_F}{(\alpha_i - \theta)/\alpha_i}$ adalah sesuai dengannilai (1-q), yaitu 0,00, maka nilai θ yang digunakan sebagai *trial* adalah benar, dan dapat digunakan untuk menentukan R_{min} , dengan cara:

$$R_{min} = \sum \frac{X_D}{(\alpha_i - \theta)/\alpha_i} - 1$$

Komponen	$(\alpha - \theta)/\alpha$	X _D	$\frac{X_D}{(\alpha_i - \theta)/\alpha_i}$
H ₂ O (HK)	-1,05	0,54	-0,51
C ₂ H ₅ OH (LK)	0,09	0,46	5,12
C ₃ H ₈ O ₃	-175.384,90	0,00	0,00
CH ₃ COOH	-2,61	0,00	0,00
Total			4,61

Berdasarkan data di atas, nilai R_{min} yang diperoleh adalah:

$$\begin{aligned} R_{min} &= \sum \frac{X_D}{(\alpha_i - \theta)/\alpha_i} - 1 \\ &= 4,61 - 1 \\ &= 3,606 \end{aligned}$$

5. Penentuan jumlah stage minimum yang sebenarnya untuk rasio reflux tertentu dengan Korelasi Gilliland

Rasio *reflux* optimum (R) adalah sebesar 1,1-1,5 R_{min} (Seader & Henley, 2006). Diasumsikan, R yang dipilih adalah 1,1 dari R_{min} , sehingga nilai R adalah:

$$\begin{aligned} R &= 1,1 \times 3,606 \\ &= 3,97 \\ \frac{R - R_{min}}{R + 1} &= \frac{3,97 - 3,606}{3,97 + 1} \\ &= 0,073 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan persamaan Molokanov et al., yaitu:

$$\begin{aligned}
 Y &= \frac{N - N_{\min}}{N + 1} \\
 &= 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54,4X}{11 + 117,2X} \right) \left(\frac{X - 1}{X^{0,5}} \right) \right] \\
 &= 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54,4(0,079)}{11 + 117,2(0,079)} \right) \left(\frac{(0,079) - 1}{(0,079)^{0,5}} \right) \right] \\
 &= 0,328 \\
 0,328 &= \frac{N - 5,56}{N + 1} \\
 0,328N + 0,328 &= N - 5,56 \\
 5,89 &= 0,67N \\
 &= \frac{5,89}{0,67} \\
 &= 8,76 = 9 \text{stage}
 \end{aligned}$$

6. Penentuan posisi tray masuk feed kolom distilasi

Menurut Seader & Henley (2007), Persamaan Kirkbride digunakan untuk menentukan lokasi tray yang akan menjadi tempat masuknya feed kolom distilasi.

Persamaan Kirkbride ditulis sebagai berikut:

$$\frac{N_R}{N_s} = \left[\left(\frac{z_{HK,F}}{z_{LK,F}} \right) \left(\frac{x_{LK,D}}{x_{HK,D}} \right) \right]^2 \left(\frac{B}{D} \right)^{0,206}$$

Sehingga, untuk menentukan posisi tray tempat masuknya

feed:

$$\begin{aligned}
 \frac{N_R}{N_s} &= \left[\left(\frac{0,92}{0,08} \right) \left(\frac{0,46}{0,54} \right) \right]^2 \left(\frac{710,86 \text{kmol}}{129,97 \text{kmol}} \right)^{0,206} \\
 &= 2,21 \\
 N_R &= \frac{(N_R / N_s) \times (\alpha_{i,j})}{N}
 \end{aligned}$$

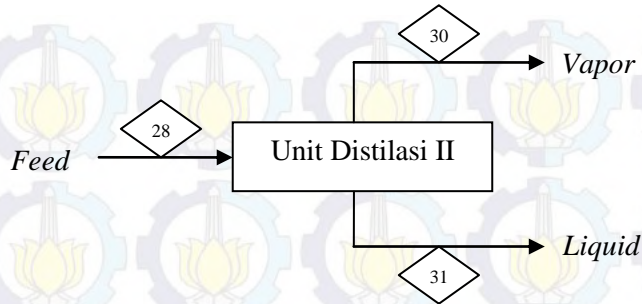
$$\begin{aligned}
 &= \frac{(2,21) \times (2,25)}{8,76} \\
 &= 0,57 \\
 &= 1 \text{ stage di atas feed} \\
 N_S &= N - N_R \\
 &= 8,76 - 0,57 \\
 &= 8,20 \\
 &= 8 \text{ stage di bawah feed}
 \end{aligned}$$

Neraca massa pada unit Distilasi I adalah sebagai berikut:

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 27:		Aliran 28:	
H ₂ O	13.925,68	H ₂ O	1.253,31
C ₂ H ₅ OH	3.084,12	C ₂ H ₅ OH	2.775,70
C ₃ H ₈ O ₃	8,11	C ₃ H ₈ O ₃	0,02
CH ₃ COOH	2,64	CH ₃ COOH	0,02
		Aliran 29:	
		H ₂ O	12.672,37
		C ₂ H ₅ OH	308,41
		C ₃ H ₈ O ₃	8,09
		CH ₃ COOH	2,62
Jumlah	17.020,55	Jumlah	17.020,55

12. KOLOM DISTILASI II

Unit distilasi II berfungsi untuk meningkatkan kemurnian etanol (Velásquez-Arredondo et al., 2010). Pada kolom Distilasi II, tingkat kemurnian etanol yang ingin diperoleh adalah 95,6%.



Gambar 12. Skema neraca massa pada unit distilasi

Komposisi *feed* kolom distilasi adalah sebagai berikut:

Komponen	Massa (kg)	BM	kmol	X_f
H ₂ O	1.253,31	18	69,63	0,536
C ₂ H ₅ OH	2.775,70	46	60,34	0,464
C ₃ H ₈ O ₃	0,02	92	0,00	0,000
CH ₃ COOH	0,02	60	0,00	0,000
Total	4.029,05		129,97	1,000

Metode Pendekatan untuk Pemisahan *Multistage*, Multikomponen

Karena *feed* unit distilasi terdiri atas lebih dari dua macam komponen, maka metode distilasi yang digunakan adalah distilasi multikomponen. Metode ini dilakukan dalam beberapa tahap, yaitu:

1. Pemilihan komponen kunci (*key*)

Pada *feed* unit distilasi multikomponen, Etanol (C₂H₅OH) dipilih sebagai komponen *light key*, sedangkan Air (H₂O) sebagai komponen *heavy key*. Pemilihan komponen kunci dilakukan berdasarkan volatilitas relatifnya (*relative volatility*), di mana Etanol memiliki titik didih yang lebih rendah terhadap air (78°C < 100°C). Sedangkan gliserol (C₃H₈O₃) dan asam asetat (CH₃COOH) merupakan komponen *non-key*.

2. Penentuan Temperatur operasi kolom distilasi

Penentuan temperatur operasi kolom distilasi dibagi menjadi tiga bagian, yaitu *bubble point feed*, *dew point distillate* dan *bubble point bottom product*.

Menentukan nilai *bubble point feed* dengan cara *trial and error*, dengan asumsi kondisi operasi untuk *feed* yang masuk, yaitu:

$$P_0 = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 87,57^\circ\text{C} = 360,715\text{K}$$

Kesetimbangan tekanan uap komponen dapat dihitung dengan menggunakan persamaan Antoine:

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

di mana A,B, dan C merupakan konstanta Antoine, dan harga masing-masing konstanta tersebut untuk setiap komponen adalah sebagai berikut:

Komponen	A	B	C
H ₂ O	7,97208	1.668,84	227,7
C ₂ H ₅ OH	8,32109	1.718,10	237,52
C ₃ H ₈ O ₃	6,165	1.036,00	28
CH ₃ COOH	7,38782	1.533,31	222,309

Sumber: Dean (1999)

Sehingga, tekanan uap masing-masing komponen adalah:

Komponen	X _F	log P _i	P _i
H ₂ O (HK)	0,5357	2,6786	477,1209
C ₂ H ₅ OH (LK)	0,4643	3,0360	1.086,4524
C ₃ H ₈ O ₃	0,0000	-2,7997	0,0016
CH ₃ COOH	0,0000	2,4396	275,1933
Total	1,00		

Untuk menentukan nilai K_i dengan cara:

$$K_i = \frac{P_i}{P_0} = \frac{\text{Tekanan uap komponen}}{760 \text{ mmHg}}$$

Komponen	X _F	K _i	X _F · K _i
H ₂ O (HK)	0,5357	0,6278	0,3363
C ₂ H ₅ OH (LK)	0,4643	1,4295	0,6637
C ₃ H ₈ O ₃	0,0000	0,0000	0,0000
CH ₃ COOH	0,0000	0,3621	0,0000
Total	1,00		1,0000

Pada *trial bubble point feed*, nilai 87,58°C untuk temperatur *feed* yang masuk adalah sesuai, karena nilai $\sum X_F K_i = 1$.

Kemudian menentukan distribusi pendekatan komponen dalam *top* dan *bottom product* menggunakan α rata-rata ($\alpha_{average}$) dengan kondisi operasi $T = 87,57^\circ\text{C}$ dan $P = 1 \text{ atm}$, di mana komponen referensi yang digunakan adalah Air (H_2O).

Nilai α diperoleh dengan cara:

$$\alpha = \frac{K_i}{K_{\text{referensi}}}$$

Komponen	K_i	α	$\log \alpha$
H_2O	0,6278	1,0000	0,0000
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	1,4295	2,2771	0,3574
$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$	0,0000	0,0000	-5,4783
CH_3COOH	0,3621	0,5768	-0,2390

Pada unit distilasi II, terjadi pemisahan antar *key* sebesar 90%, sehingga distribusi komponen antar *key* sebagai berikut:

Komponen	% Distribusi
H_2O (HK)	3%
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ (LK)	96%
$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$	0,2%
CH_3COOH	0,8%

Distribusi mol *distillate* dan *bottomproduct* ditentukan dengan cara:

Distillate = kmol komponen *Feed* × % distribusi komponen

Bottomproduct = kmol *Feed* – kmol *Distillate*

Sehingga, distribusi mol dan komponen *distillate* dan *bottom product* menjadi:

Komponen	<i>Feed</i>		<i>Distillate</i>		<i>Bottom</i>	
	kmol	X_F	kmol	X_D	kmol	X_B
H_2O (HK)	69,63	0,54	2,09	0,03	67,54	0,97
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ (LK)	60,34	0,46	57,93	0,97	2,41	0,03
$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CH_3COOH	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total	129,97	1,00	60,02	1,00	69,95	1,00

Berdasarkan distribusi mol komponen di atas, maka distribusi massa komponen menjadi:

Komponen	BM	Feed(kg)	Distillate(kg)	Bottom(kg)
H ₂ O (HK)	18	1.253,31	37,60	1.215,71
C ₂ H ₅ OH (LK)	46	2.775,70	2.664,68	111,03
C ₃ H ₈ O ₃	92	0,02	0,00	0,02
CH ₃ COOH	60	0,02	0,00	0,02

Kadar *overhead product* yang diperoleh menjadi:

Komponen	Distillate (kg)	Percentage (%)
H ₂ O (HK)	37,60	1,39%
C ₂ H ₅ OH (LK)	2.664,68	98,61%
C ₃ H ₈ O ₃	0,00	0,00%
CH ₃ COOH	0,00	0,00%
Total	2.702,27	100,00%

Kadar etanol (C₂H₅OH) yang diperoleh dari unit Distilasi II adalah 98,6%, di mana distribusi komponen etanol pada *overhead product* dapat melampaui nilai kemurnian etanol yang diinginkan.

Nilai *dew point distillate* ditentukan dengan cara *trial and error*, dengan asumsi kondisi operasi untuk *feed* yang masuk, yaitu:

$$P_0 = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 79,73^\circ\text{C} = 352,883 \text{ K}$$

Kemudian, menentukan kembali tekanan uap (P_i) dan K_i masing-masing komponen dengan persamaan Antoine, dengan hasil sebagai berikut:

Komponen	log P	P	K _i	Y _i	X _i = Y _i /K _i
H ₂ O (HK)	2,54	349,76	0,46	0,03	0,08
C ₂ H ₅ OH (LK)	2,91	804,52	1,06	0,97	0,91
C ₃ H ₈ O ₃	-3,45	0,00	0,00	0,00	0,01
CH ₃ COOH	2,31	204,80	0,27	0,00	0,00
Total					1,0000

Nilai Y_i didapatkan dari fraksi komponen pada *overhead product* (X_D). Pada *trial dew point distillate*, nilai $79,73^\circ\text{C}$ untuk temperatur *distillate/overhead product* adalah sesuai, karena nilai $\sum X_i = 1$.

Nilai *bubble point bottom product* ditentukan dengan cara *trial and error*, dengan asumsi kondisi operasi untuk *feed* yang masuk, yaitu:

$$P_0 = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 98,91^\circ\text{C} = 372,064 \text{ K}$$

Menentukan kembali tekanan uap (P_i) dan K_i masing-masing komponen dengan persamaan Antoine, dengan hasil sebagai berikut:

Komponen	log P	P	K_i	X_i	$Y_i=K_i \cdot X_i$
H ₂ O (HK)	2,86	728,73	0,96	0,97	0,93
C ₂ H ₅ OH (LK)	3,21	1.637,93	2,16	0,03	0,07
C ₃ H ₈ O ₃	-2,00	0,01	0,00	0,00	0,00
CH ₃ COOH	2,61	411,59	0,54	0,00	0,00
Total					1,000

Nilai X_i didapatkan dari fraksi komponen pada *bottom product* (X_B). Pada *trial bubble point bottom product*, nilai $98,91^\circ\text{C}$ untuk temperatur *bottom product* adalah sesuai, karena nilai $\sum Y_i = 1$.

3. Penentuan jumlah stage minimum teoritis dengan Persamaan Fenske

Menurut Seader & Henley (2006), persamaan Fenske untuk metode penentuan jumlah *stage* minimum teoritis ditulis sebagai berikut:

$$N_{\min} = \frac{\log\left\{\frac{(x_{i,N+1})/x_{i,1}}{\left[\frac{x_{j,1}}{x_{j,N+1}}\right]}\right\}}{\log \alpha_m}$$

di mana i merupakan komponen *light key*, j adalah komponen *heavy key*, dan α_m merupakan volatilitas relatif rata-rata (*average relative volatility*). Untuk mendapatkan nilai α_m dibutuhkan beberapa data, antara lain:

Volatilitas relatif distilat:

$$\begin{aligned}
 (\alpha_{i,j})_N &= \frac{K_{Di}}{K_{Dj}} \\
 &= \frac{1,06}{0,46} = 2,30
 \end{aligned}$$

Volatilitas relatif *bottom product*:

$$\begin{aligned}
 (\alpha_{i,j})_1 &= \frac{K_{Bi}}{K_{Bj}} \\
 &= \frac{2,16}{0,96} = 2,25
 \end{aligned}$$

Volatilitas relatif rata-rata (*average relative volatility*) yang diperoleh adalah:

$$\begin{aligned}
 \alpha_m &= [(\alpha_{i,j})_N (\alpha_{i,j})_1]^{1/2} \\
 &= [2,30 \times 2,25]^{1/2} = 2,27
 \end{aligned}$$

Sehingga, jumlah *stage* minimum teoritis yang diperoleh adalah:

$$\begin{aligned}
 N_{\min} &= \frac{\log\left\{\left(\frac{x_{i,N+1}}{x_{i,1}}\right) \left[\frac{x_{j,1}}{x_{j,N+1}}\right]\right\}}{\log \alpha_m} \\
 &= \frac{\log\left\{\left[\frac{Y_{i_{LK}}}{Y_{i_{HK}}}\right] \left[\frac{X_{i_{HK}}}{X_{i_{LK}}}\right]\right\}}{\log \alpha_m} \\
 &= \frac{\log\{0,97/0,03\} \{0,97/0,03\}}{\log(2,27)} \\
 &= 8,10 = 8 \text{ stage}
 \end{aligned}$$

4. Penentuan rasio reflux minimum dengan Persamaan Underwood

Menurut *Geankoplis (1993)*, persamaan Underwood yang digunakan untuk menentukan jumlah *reflux* minimum pada distilasi multikomponen ditulis sebagai berikut:

$$1 - q = \sum_1^n \frac{X_f}{(\alpha_i - \theta) / \alpha_i}$$

di mana q adalah kondisi termal *feed* yang masuk, X_f adalah fraksi mol komponen dalam *feed*, dan α_i adalah K_i/K_j . Nilai θ ditentukan dengan cara *trial and error*.

Dengan kondisi *feed* yang masuk adalah 87,57°C pada 1 atm, *trial* θ dilakukan hingga didapatkan hasil $(1-q) = 0$. Karena *feed* yang masuk dalam kolom distilasi sudah dalam keadaan cairan/*liquid* jenuh, maka nilai q adalah 1 dan nilai $R_{\min+1}$ yang diperoleh nantinya adalah positif (Perry, 1997). Nilai θ yang ditentukan harus memenuhi syarat $\alpha_i > \theta > 1$ (Seader & Henley, 2006).

Hasil *trial* dan *error* yang dilakukan, dengan nilai θ yang diujicobakan = 1,429, adalah sebagai berikut:

Komponen	X_F	X_D	α	$\alpha - \theta$	$(\alpha - \theta)/\alpha$	$\frac{X_F}{(\alpha_i - \theta)/\alpha_i}$
H ₂ O (HK)	0,54	0,03	1,00	-0,43	-0,43	-1,25
C ₂ H ₅ OH (LK)	0,46	0,97	2,28	0,85	0,37	1,25
C ₃ H ₈ O ₃	0,00	0,00	0,00	-1,43	-429.844,73	0,00
CH ₃ COOH	0,00	0,00	0,58	-0,85	-1,48	0,00
Total						0,00

Karena nilai $\frac{X_F}{(\alpha_i - \theta)/\alpha_i}$ adalah sesuai dengannilai $(1-q)$,

yaitu 0,00, maka nilai θ yang digunakan sebagai *trial* adalah benar, dan dapat digunakan untuk menentukan R_{\min} , dengan cara:

$$R_{\min} = \sum \frac{X_D}{(\alpha_i - \theta)/\alpha_i} - 1$$

Komponen	$(\alpha - \theta)/\alpha$	X_D	$\frac{X_D}{(\alpha_i - \theta)/\alpha_i}$
H ₂ O (HK)	-0,43	0,03	-0,08
C ₂ H ₅ OH (LK)	0,37	0,97	2,59
C ₃ H ₈ O ₃	-429.844,73	0,00	0,0
CH ₃ COOH	-1,48	0,00	0,00
Total			2,51

Berdasarkan data di atas, nilai R_{\min} yang diperoleh adalah:

$$R_{\min} = \sum \frac{X_D}{(\alpha_i - \theta)/\alpha_i} - 1$$

$$=2,51- 1= 1,510$$

5. Penentuan jumlah stage minimum yang sebenarnya untuk rasio reflux tertentu dengan Korelasi Gilliland

Rasio *reflux* optimum (R) adalah sebesar $1,1-1,5R_{\min}$ (Seader & Henley, 2006). Diasumsikan, R yang dipilih adalah 1,1 dari R_{\min} , sehingga nilai R adalah:

$$\begin{aligned} R &= 1,1 \times 1,510 \\ &= 1,66 \\ \frac{R - R_{\min}}{R + 1} &= \frac{1,66 - 1,510}{1,66 + 1} \\ &= 0,0568 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan persamaan Molokanov et al., yaitu:

$$\begin{aligned} Y &= \frac{N - N_{\min}}{N + 1} \\ &= 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54,4X}{11 + 117,2X} \right) \left(\frac{X - 1}{X^{0,5}} \right) \right] \\ &= 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54,4(0,0569)}{11 + 117,2(0,0569)} \right) \left(\frac{(0,0569) - 1}{(0,0569)^{0,5}} \right) \right] \\ &= 0,321 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 0,321 &= \frac{N - 8,10}{N + 1} \\ 0,321N + 0,321 &= N - 8,10 \\ 8,42 &= 0,68N \\ &= \frac{8,42}{0,68} \\ &= 12,41 = 13 \text{ stage} \end{aligned}$$

6. Penentuan posisi tray masuk feed kolom distilasi

Menurut Seader & Henley (2007), Persamaan Kirkbride digunakan untuk menentukan lokasi tray yang akan menjadi tempat masuknya *feed* kolom distilasi.

Persamaan Kirkbride ditulis sebagai berikut:

$$\frac{N_R}{N_S} = \left[\left(\frac{Z_{HK,F}}{Z_{LK,F}} \right) \left(\frac{X_{LK,D}}{X_{HK,D}} \right)^2 \left(\frac{B}{D} \right) \right]^{0,206}$$

Sehingga, untuk menentukan posisi tray tempat masuknya

feed:

$$\frac{N_R}{N_S} = \left[\left(\frac{0,54}{0,46} \right) \left(\frac{0,97}{0,03} \right)^2 \left(\frac{1.040,09 \text{ kmol}}{889,73 \text{ kmol}} \right) \right]^{0,206}$$

$$= 4,18$$

$$N_R = \frac{(N_R/N_S) \times (\alpha_{i,j})_1}{N}$$

$$= \frac{(4,18) \times (2,25)}{12,41}$$

$$= 0,76 = 1 \text{ stage di atas feed}$$

$$N_S = N - N_R$$

$$= 12,41 - 0,757$$

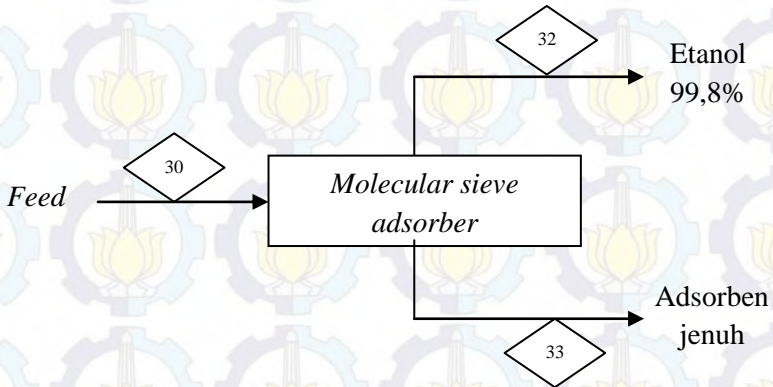
$$= 11,65 = 12 \text{ stage di bawah feed}$$

Neraca massa pada unit Distilasi adalah sebagai berikut:

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 27:		Aliran 28:	
H ₂ O	1.253,31	H ₂ O	37,60
C ₂ H ₅ OH	2.775,70	C ₂ H ₅ OH	2.664,68
C ₃ H ₈ O ₃	0,02	C ₃ H ₈ O ₃	0,00
CH ₃ COOH	0,02	CH ₃ COOH	0,00
		Aliran 29:	
		H ₂ O	1.215,71
		C ₂ H ₅ OH	111,03
		C ₃ H ₈ O ₃	0,02
		CH ₃ COOH	0,02
Jumlah	4.029,05	Jumlah	4.029,05

13. MOLECULAR SIEVE ZEOLITE

Menurut *Velásquez-Arredondo et al.(2010)*, etanol yang diperoleh dari pemisahan dengan metode distilasi kemudian didehidrasikan dengan *molecular sieve* hingga kemurniannya mencapai standar *fuel-grade*(99,8%).



Gambar 13. Skema neraca massa pada unit *molecular sieve adsorber*

Komposisi *feed* dari unit *Molecular Sieve*:

Komponen	Jumlah (kg)
H ₂ O	37,60
C ₂ H ₅ OH	2.664,68
C ₃ H ₈ O ₃	0,00
CH ₃ COOH	0,00
Jumlah	2.702,27

Feed dalam satuan massa diubah menjadi satuan mol:

Komponen	Massa (kg)	BM	mol (kmol)	X _F
H ₂ O	37,60	18	2,09	0,035
C ₂ H ₅ OH	2.664,68	46	57,93	0,965
C ₃ H ₈ O ₃	0,00	92	0,00	0,000
CH ₃ COOH	0,00	60	0,00	0,000
Jumlah	2.702,27		60,02	1,00

Konsentrasi *feed* mula-mula adalah:

$$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH} = 97\% = 57,93 \text{ kmol}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 3\% = 2,09 \text{ kmol}$$

Komposisi *final product* yang diinginkan:

$$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH} = 99,8\%$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0,2\%$$

Diasumsikan, tidak terjadi pengurangan massa pada komponen $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ selama proses dehidrasi. Sehingga untuk menentukan jumlah H_2O yang terdehidrasi oleh *molecular sieve*:

$$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH } 99,8\% = 57,93 \text{ kmol}$$

$$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH } 100\% = x \text{ kmol}$$

$$x \text{ kmol} = (57,93 \text{ kmol} \times 100\%) / 99,8\%$$

$$= 58,04 \text{ kmol}$$

kmol H_2O dalam $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH } 99,8\%$:

$$= x \text{ kmol} - \text{kmol } \text{C}_2\text{H}_5\text{OH } 99,8\%$$

$$= 58,04 \text{ kmol} - 57,93 \text{ kmol} = 0,12 \text{ kmol}$$

H_2O yang terdehidrasi:

$$= \text{kmol } \text{H}_2\text{O} \text{ dalam feed} - \text{kmol } \text{H}_2\text{O} \text{ dalam } \text{C}_2\text{H}_5\text{OH } 99,8\%$$

$$= 1,97 \text{ kmol}$$

$$= 35,51 \text{ kg}$$

Sehingga, akumulasi massa komponen setelah proses dehidrasi adalah sebagai berikut:

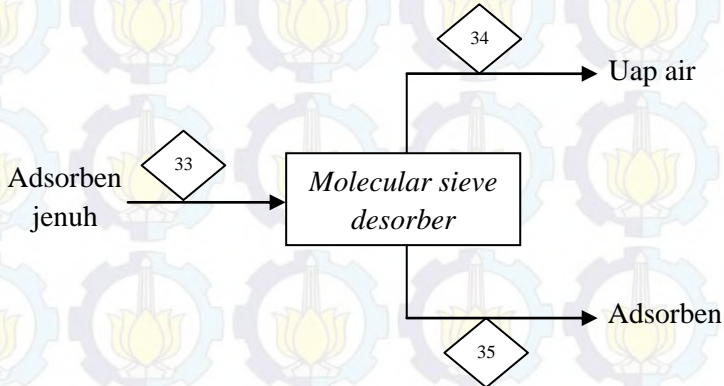
Komponen	mol (kmol)	BM	Massa (kg)
<i>EtOH 99,8%</i>			
H_2O	0,12	18	2,09
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	57,93	46	2.664,68
$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$	0,00	92	0,00
CH_3COOH	0,00	60	0,00
<i>H₂O yang terdehidrasi</i>	1,97	18	35,51
Total	60,02		2.702,27

Neraca massa untuk *molecular sieve* adalah sebagai berikut:

Masuk		Keluar	
Komponen	Jumlah (kg)	Komponen	Jumlah (kg)
Aliran 30:		Aliran 32:	
H ₂ O	37,60	H ₂ O	2,09
C ₂ H ₅ OH	2.664,68	C ₂ H ₅ OH	2.664,68
C ₃ H ₈ O ₃	0,00	C ₃ H ₈ O ₃	0,00
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
		Aliran 33:	
		H ₂ O	35,51
Jumlah	2.702,27	Jumlah	2.702,27

Penentuan regenerasi *molecular sieve*

Regenerasi berfungsi untuk mendaur ulang adsorben jenuh sehingga dapat dipergunakan kembali dalam proses adsorpsi secara kontinyu. Metode regenerasi *molecular sieve* yang dipilih adalah *thermal-swing adsorption*, di mana *steam* digunakan sebagai medium pemanas untuk menguapkan adsorbat yang terikat dalam adsorben.



Gambar 14. Skema neraca massa pada unit *molecular sieve desorber*

Diketahui:

H₂O yang terdehidrasi:

$$\begin{aligned}
 &= \text{kmol H}_2\text{O dalam feed} - \text{kmol H}_2\text{O dalam C}_2\text{H}_5\text{OH } 99,8\% \\
 &= 1,97 \text{ kmol} \\
 &= 35,51 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Maka jumlah adsorben yang digunakan (bedasarkan isoterm Langmuir):

$$q_1 = \frac{n^0(x_1^0 - x_1)}{m}$$

Kapasitas adsorpsi zeolite (q_1) = 20% = 0,20

Jumlah mol *feed* sebelum adsorpsi (n^0) = 60,02 kmol

Fraksi mol solute (x_1^0) = 0,03

Fraksi mol adsorbat (x_1) = 0,03

$m_{\text{adsorben}} = 0,58 \text{ kg}$

$V_{\text{adsorben}} = 0,4146 \text{ m}^3$

APENDIKS B NERACA ENERGI

Kapasitas produksi	: 800 ton/tahun : 2.666,67 kg/hari (dengan kadar bioetanol 99,8%)
Waktu operasi	: 300 hari/tahun
Basis waktu	: 1 hari produksi; 24 jam kerja
T _{referensi}	: 25°C
Basis bahan baku	: 10.426,18 ton/tahun : 34.753,94 kg/hari

Penentuan Kapasitas Panas (Cp)

Berdasarkan Tabel A.2-5 *Geankoplis* (1993), diketahui data kapasitas panas untuk air (H₂O) adalah sebagai berikut:

Suhu (°C)	Cp (kal. g.°C = kkal.kg.°C)
30	0,9987
50	0,9920
90	1,0050
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 (*Kopp's Rule*) yang ditulis sebagai berikut:

$$C_p(\text{J/mol.K}) = \sum_{i=1}^n N_i \Delta E_i$$

di mana N_i adalah banyaknya unsur dalam senyawa dan ΔE_i adalah nilai kontribusi elemen masing-masing unsur senyawa *i*.

Data nilai kontribusi elemen (ΔE_i) atomik berdasarkan Tabel 2-393 *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 (lainnya)	26,63
Na	26,19		

Sehingga, berdasarkan nilai Cp masing-masing komponen yang terdapat dalam bahan baku adalah sebagai berikut:

Komponen	Cp (J/mol.K = J/mol.°C)	Cp (kal. g.°C = kkal.kg.°C)
Selulosa ((C ₆ H ₁₀ O ₅) _{1.000})	208,04	0,307
Hemiselulosa ((C ₅ H ₈ O ₄) ₁₅₀)	168,61	0,305
Lignin ((C ₁₀ H ₁₂ O ₃) ₈₅)	239,88	0,319
Pati((C ₆ H ₁₀ O ₅) _{1.000})	208,04	0,307
NaOH	39,61	0,237
Na-Ligninat ((C ₁₀ H ₁₁ O ₃ Na) ₈₅)	232,32	0,275
Dekstrin ((C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀)	2.080,40	0,307
Maltosa (C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁)	444,62	0,311
Glukosa (C ₆ H ₁₂ O ₆)	236,58	0,314
Xilosa (C ₅ H ₁₀ O ₅)	197,15	0,314
H ₂ SO ₄	81,16	0,198
K ₂ HPO ₄	87,45	0,120
Cellulase (CH _{1,57} N _{0,29} O _{0,31} S _{0,007})	32,35	1,597

Data nilai Cp komponen lainnya menurut *Dean (1999)* adalah sebagai berikut:

Komponen	Cp (J/mol.K = J/mol.°C)	Cp (kal. g.°C = kkal.kg.°C)
Etanol (C ₂ H ₅ OH)	112,30	0,5835
Gas CO ₂	393,51	2,1375
Gliserol (C ₃ H ₈ O ₃)	218,90	0,5687
Asam asetat (CH ₃ COOH)	123,60	0,4924

Penentuan Entalpi Pembentukan / Heat of Formation(ΔH_f)

Dari Tabel 6.3 *Dean (1999)*, diketahui nilai ΔH_f untuk senyawa inorganik adalah sebagai berikut:

Senyawa	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH_f(kkal/mol)
NaOH	-425,6	-101.720,84
H ₂ O	285.830	68.315,01
H ₂ SO ₄	-909,27	-217,32

K_2HPO_4	-1.796,9	-429,47
------------	----------	---------

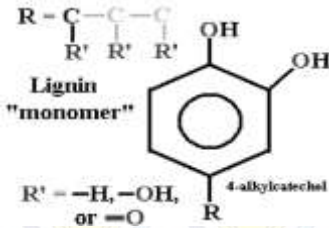
Sedangkan untuk menentukan nilai ΔH_f untuk senyawa organik adalah dengan menggunakan metode *Joback*, yang ditulis sebagai berikut:

$$\Delta H_{f,298}^{\circ} = 68,29 + \sum_{i=1}^n N_i \Delta_{H_i}$$

di mana $\Delta H_{f,298}^{\circ}$ adalah nilai entalpi pembentukan komponen i pada suhu 298,15 K (setara dengan 25°C); N_i adalah jumlah gugus atomik i yang terdapat dalam molekul, dan ΔH_i adalah nilai kontribusi gugus atomik, yang diperoleh dari Tabel 2-388 *Perry (1999)*.

Perhitungan nilai $\Delta H_{f,25}^{\circ}$ masing-masing komponen yang digunakan dalam proses produksi adalah sebagai berikut:

1) Lignin(C₁₀H₁₂O₃)₈₅

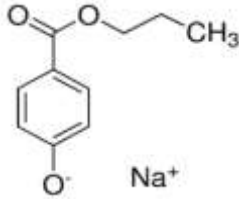


Gugus fungsi	N_i	H_i	H_f
-OH(alkohol)	3	-208,04	-624,12
-C- (cincin)	6	79,72	478,32
-CH ₂ - (cincin)	2	-26,80	-53,60
-CH (cincin)	9	8,67	78,03
-CH ₃ (noncincin)	2	-76,45	-152,90
-C=O- (noncincin)	2	-133,22	-266,44
-O- (cincin)	3	-138,16	-414,48
Total	27,00	-494,28	-955,19

$$\Delta H_f((C_{10}H_{12}O_3)_{85}) = -955,19 \text{ kJ/mol}$$

$$= -211.974,19 \text{ kkal/kmol}$$

2) Na-Ligninat($C_{10}H_{11}O_3Na$)₈₅

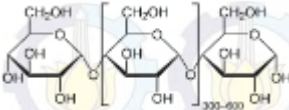


Gugus	N _i	H _i	H _f
-OH(alkohol)	2	-208,04	-416,08
-C- (cincin)	6	79,72	478,32
-CH ₂ -(cincin)	2	-26,80	-53,60
-CH (cincin)	9	8,67	78,03
-CH ₃ (noncincin)	2	-76,45	-152,90
-C=O- (noncincin)	2	-133,22	-266,44
-O- (cincin)	4	-138,16	-552,64
Na ⁺ [Sumber: Dean (1999)]	1	-240,34	-240,34
Total	28,00	-734,62	-1.125,65

$$\Delta H_f (C_{10}H_{11}O_3Na)_{85} = -1.125,65 \text{ kJ/kmol}$$

$$= -252.715,11 \text{ kkal/kmol}$$

3) Starch / Pati(($C_6H_{10}O_5$)_{1.000})

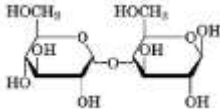


Gugus	N _i	H _i	H _f
(-OH) (alkohol)	12	-208,04	-2.496,48
(-CH-) (cincin)	10	79,72	797,20
(-CH ₂) (cincin)	8	-26,80	-214,40
(-O-) (cincin)	6	-138,16	-828,96
Total	36,00	-293,28	-2.742,64

$$\Delta H_f ((C_6H_{10}O_5)_{1.000}) = -2.742,64 \text{ kJ/kmol}$$

$$=-639.184,99 \text{ kkal/kmol}$$

4) Maltosa ($C_{12}H_{22}O_{11}$)

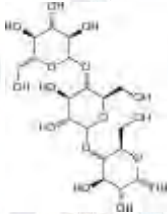


Gugus	N_i	H_i	H_f
(-OH) (alkohol)	2	-208,04	-416,08
(-C-) (cincin)	2	79,72	159,44
(-CH ₂) (cincin)	2	-26,80	-53,60
(-CHO) (aldehida)	6	-162,03	-972,18
(-O-) (cincin)	3	-138,16	-414,48
Total	15,00	-455,31	-1.696,90

$$\Delta H_f C_{12}H_{22}O_{11} = -1.696,90 \text{ kJ/kmol}$$

$$=-389.247,13 \text{ kkal/kmol}$$

5) Dekstrin($C_6H_{10}O_5$)₁₀

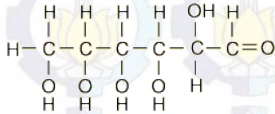


Gugus	N_i	H_i	H_f
(-OH) (alkohol)	10	-208,04	-2.080,40
(-C-) (cincin)	5	79,72	398,60
(-CH) (cincin)	11	8,67	95,37
(-O-) (cincin)	5	-138,16	-690,80
Total	31,00	-257,81	-2.277,23

$$\Delta H_f ((C_6H_{10}O_5)_{10}) = -2.277,23 \text{ kJ/kmol}$$

$$=-527.949,33 \text{ kkal/kmol}$$

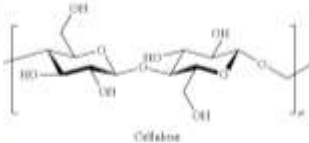
6) Glukosa (C₆H₁₂O₆)



Gugus	N _i	H _i	H _f
(-COH)	5	-208,04	-1.040,20
(-C-)	5	79,72	398,60
(-C=O-)	1	-164,50	-164,50
Total	11,00	-292,82	-806,10

$$\begin{aligned}
 \Delta H_f \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 &= -806,10 \text{ kJ/kmol} \\
 &= -176.340,82 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

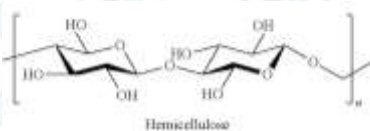
7) Selulosa((C₆H₁₀O₅)_{1.000})



Gugus	N _i	H _i	H _f
(-OH) (alkohol)	6	-208,04	-1.248,24
(-CH-) (cincin)	6	79,72	478,32
(-CH ₂) (cincin)	6	-26,80	-160,80
(-O-) (cincin)	4	-138,16	-552,64
Total	22,00	-293,28	-1.483,36

$$\begin{aligned}
 \Delta H_f (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{1.000} &= -1.483,36 \text{ kJ/kmol} \\
 &= -338.209,85 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

8) Hemiselulosa

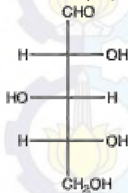


Gugus	N _i	H _i	H _f
(-OH) (alkohol)	6	-208,04	-1.248,24
(-CH-) (cincin)	5	8,67	43,35
(-CH ₂) (cincin)	4	-26,80	-107,20
(-C-) (cincin)	1	79,72	79,72
(-O-) (cincin)	4	-138,16	-552,64
Total	20,00	-284,61	-1.785,01

$$\Delta H_f((C_5H_8O_4)_{150}) = -1.785,01 \text{ kJ/kmol}$$

$$= -410.305,93 \text{ kkal/kmol}$$

9) Xilosa (C₅H₁₀O₅)



Gugus	N _i	H _i	H _f
(-OH) (alkohol)	4	-208,04	-832,16
(-CH ₂) (cincin)	1	-26,80	-26,80
(-CH) (cincin)	3	8,67	26,01
(-CHO) (aldehida)	1	-162,03	-162,03
Total	9,00	-388,20	-994,98

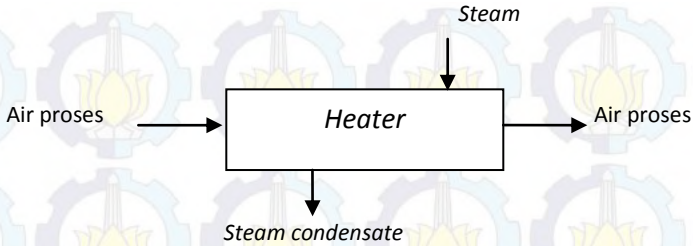
$$\Delta H_f C_5H_{10}O_5 = -994,98 \text{ kJ/kmol}$$

$$= -221.484,23 \text{ kkal/kmol}$$

Perhitungan Neraca Energi

1. HEATER (E-121)

Heater digunakan untuk menaikkan suhu air proses dari 30°C menjadi 100°C sebelum menuju ke reaktor delignifikasi.



Menentukan entalpi air proses (ΔH_{in} , ΔH_{out})

Diketahui, kondisi operasi pada *heater*, yaitu:

- T air proses masuk = 30°C
- T air proses keluar = 100°C
- Tekanan = 1 atm

Dari *Geankoplis (1993)*, diperoleh data *specific heat* untuk air:

- Cp air pada 30°C = 0,9987 kkal/kg°C
- Cp air pada 100°C = 1,0076 kkal/kg°C

Dan berdasarkan data pada Apendiks A–Neraca Massa:

- Massa air proses yang masuk = 9.307,08 kg
- Massa air proses yang keluar = 9.307,08 kg

Sehingga, untuk menghitung entalpi panas air proses:

Air proses masuk

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

$$\begin{aligned} \Delta H_{in} &= m \times C_p \times \Delta T_{in} \\ &= 9.307,08 \text{ kg} \times 0,9987 \text{ kkal/kg}^{\circ}\text{C} \times 5^{\circ}\text{C} \\ &= 46.474,89 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Air proses keluar

$$\begin{aligned} \Delta T_{out} &= (T - T_{ref}) \\ &= 100 - 25 = 75^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

$$\Delta H_{out} = m \times C_p \times \Delta T_{out}$$

$$= 9.307,08\text{kg} \times 1,0076 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times 75^\circ\text{C}$$

$$= 703.335,77 \text{ kkal}$$

Menentukan kebutuhan steam untuk Heater

Steam yang digunakan adalah *saturated steam*. Menurut Tabel F.1 *Smith–Van Ness (2001)*, diketahui data karakteristik steam dengan $T = 148^\circ\text{C}$ dan $P = 451,64 \text{ kPa}$ adalah sebagai berikut:

T (°C)	P (kPa)	H _L (kJ/kg)	H _V (kJ/kg)	λ (kJ/kg)
148,00	451,01	623,50	2.743,00	2.119,50
		H _L (kkal/kg)	H _V (kkal/kg)	λ (kkal/kg)
		149,02	655,59	506,57

dimana H_L adalah entalpi *steam* jenuh dalam fasa cair, H_V adalah entalpi *steam* jenuh dalam fasa uap, dan λ adalah panas laten *steam* jenuh. Konversi 1 kkal adalah setara dengan 4,184 kJ.

Q_{supply} dan Q_{loss} dihitung dengan rumus berikut:

$$Q_{\text{supply}} = m_s \times \lambda$$

$$= (m_s \times 506,57) \text{ kkal/kg}$$

$$Q_{\text{loss}} = 0,05 \times Q_{\text{supply}}$$

$$= 0,05 \times m_s \times 504,65 \text{ kkal/kg}$$

$$= (25,33 \times m_s) \text{ kkal/kg}$$

Dan neraca panas total (*overall energy balance*) ditulis sebagai berikut:

$$\Delta H_{\text{in}} + Q_{\text{supply}} = \Delta H_{\text{out}} + Q_{\text{loss}}$$

$$46.474,89 \text{ kkal} + (506,57 m_s) \text{ kkal/kg} = 703.335,77 \text{ kkal} + (25,33 m_s) \text{ kkal/kg}$$

$$481,24 m_s \text{ kkal/kg} = 656.860,88$$

$$m_s = 1.364,92 \text{ kg}$$

Sehingga,

$$Q_{\text{supply}} = m_s \times 506,57 \text{ kkal/kg}$$

$$= 1.364,92 \text{ kg} \times 506,57 \text{ kkal/kg}$$

$$= 691.432,50 \text{ kkal}$$

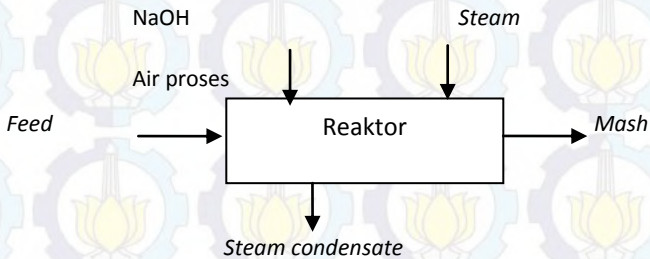
$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= m_s \times 23,53 \text{ kkal/kg} \\
 &= 1.364,92 \text{ kg} \times 23,53 \text{ kkal/kg} \\
 &= 34.571,63 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas *Heater* adalah sebagai berikut:

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
Aliran 1: Air proses	46.474,89	Aliran 1: Air proses	703.335,77
Q_{supply}	691.432,50	Q_{loss}	34.571,63
Jumlah	737.907,39	Jumlah	737.907,39

2. REAKTOR DELIGNIFIKASI (R-120)

Reaktor delignifikasi berfungsi sebagai tempat berlangsungnya proses penghilangan lignin dengan menggunakan NaOH selama 90 menit pada suhu 121°C.



Menentukan entalpi feed masuk reaktor (ΔH_{in})

Dengan data massa masing-masing komponen dalam *feed* diperoleh dari Apendiks A–Neraca Massa, maka untuk menentukan entalpi *feed* masuk ke reaktor:

$$\begin{aligned}
 \Delta T_{in} &= (T - T_{\text{ref}}) \\
 \Delta H_{in} &= m \times C_p \times \Delta T_{in}
 \end{aligned}$$

Entalpi *feed* untuk reaktor delignifikasi adalah sebagai berikut:

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	ΔH _{in} (kkal)
Aliran 2:				
Air	6.290,46	0,9987	5,00	31.411,43
Selulosa	4.587,52	0,3069	5,00	7.040,25
Hemiselulosa	5.143,58	0,3053	5,00	7.851,52
Pati	13.866,82	0,3069	5,00	21.280,76
Lignin	4.865,55	0,3185	5,00	7.748,76
Aliran 3:				
NaOH	189,94	0,2367	5,00	224,77
Air Proses	9.307,08	1,0076	5,00	46.889,05
Total	44.250,96			122.446,54

Menentukan entalpi panas pembentukan senyawa pada T_{ref}(ΔH_{f 298})

Reaksi yang terjadi dalam reaktor delignifikasi berdasarkan Apendiks A–Neraca Massa adalah sebagai berikut:

kmol	(C ₁₀ H ₁₂ O ₃) _n	NaOH	(C ₁₀ H ₁₁ O ₃ Na) _n	H ₂ O
Mula-mula:	0,318	4,749	0,000	0,000
Reaksi:	0,056	4,749	0,056	4,749
Sisa:	0,262	0,000	0,056	4,749

Dari reaksi di atas, untuk menentukan entalpi pembentukan senyawa pada 25°C (ΔH₂₅) adalah sebagai berikut:

$$\Delta H_{\text{reaktan}} = \text{kmol yang bereaksi} \times \Delta H_f$$

Komponen	kmol	ΔH _f (kkal/kmol)	ΔH ₂₅ (kkal)
Lignin	0,056	-211.974,19	-11.841,90
NaOH	4,749	-101.720,84	-483.022,27
Total		-313.695,03	-494.864,16

$$\Delta H_{\text{produk}} = \text{kmol yang bereaksi} \times \Delta H_f$$

Komponen	kmol	ΔH_f (kkal/kmol)	ΔH_{25} (kkal)
Na-Ligninat	0,056	-252.715,11	-14.117,88
H ₂ O	4,749	68.315,01	324.394,40
Total		-184.400,10	310.276,52

$$\begin{aligned} \Delta H_{25} &= \Sigma \Delta H_{\text{produk}} - \Sigma \Delta H_{\text{reaktan}} \\ &= 805.140,68 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Menentukan entalpi panas reaksi (ΔH_r) pada T_{operasi}

Dengan data massa komponen yang bereaksi dalam proses delignifikasi, yang diperoleh dari Apendiks A–Neraca Massa, maka penentuan entalpi reaksi komponen pada $T = 121^\circ\text{C}$ adalah sebagai berikut:

$$\Delta H_{\text{reaktan}} = m \times C_p \times \Delta T$$

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT ($^\circ\text{C}$)	$\Delta H_{\text{reaktan}}$ (kkal)
Lignin	4.865,55	0,3185	96,00	148.776,11
NaOH	189,94	0,2367	96,00	4.315,60
Total				153.091,72

$$\Delta H_{\text{produk}}$$

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT ($^\circ\text{C}$)	ΔH_{produk} (kkal)
Na-Ligninat	959,20	0,2749	96,00	25.311,82
Air	85,47	0,9987	96,00	8.194,76
Total				33.506,57

$$\begin{aligned} \Delta H_{121} &= \Delta H_{25} + (\Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}) \\ &= 805.140,68 \text{ kkal} - 119.585,14 \text{ kkal} \\ &= 685.555,54 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Menentukan entalpi mash keluar reaktor (ΔH_{out})

Dengan data massa masing-masing komponen dalam *mash* diperoleh dari Apendiks A–Neraca Massa, maka untuk menentukan entalpi *mash* keluar dari reaktor:

$$\Delta T_{\text{out}} = (T - T_{\text{ref}})$$

$$\Delta H_{\text{out}} = m \times C_p \times \Delta T_{\text{out}}$$

Entalpi *mash* keluar reaktor delignifikasi adalah sebagai berikut:

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	ΔH _{out} (kkal)
Aliran 4:				
Air	15.683,01	1,0076	96,00	1.517.011,59
Selulosa	4.587,52	0,3069	96,00	135.172,83
Hemiselulosa	5.143,58	0,3053	96,00	150.749,11
Pati	13.866,82	0,3069	96,00	408.590,59
Lignin	4.010,82	0,3185	96,00	122.640,61
NaOH	0,00	0,2367	96,00	0,00
Na-Ligninat	959,20	0,2749	96,00	25.311,82
Total	44.250,96			2.359.476,54

Menentukan kebutuhan steam untuk reaktor delignifikasi

Steam yang digunakan adalah *saturated steam*. Menurut Tabel F.1 *Smith–Van Ness (2001)*, diketahui data karakteristik steam dengan T = 148°C dan P = 451,64 kPa adalah sebagai berikut:

T (°C)	P (kPa)	H _L (kJ/kg)	H _V (kJ/kg)	λ (kJ/kg)
148,00	451,01	623,50	2.743,00	2.119,50
		H _L (kkal/kg)	H _V (kkal/kg)	λ (kkal/kg)
		149,02	655,59	506,57

dimana H_L adalah entalpi *steam* jenuh dalam fasa cair, H_V adalah entalpi *steam* jenuh dalam fasa uap, dan λ adalah panas laten *steam* jenuh. Konversi 1 kkal adalah setara dengan 4,184 kJ.

Q_{supply} dan Q_{loss} dihitung dengan rumus berikut:

$$Q_{\text{supply}} = m_s \times \lambda$$

$$= (m_s \times 506,57) \text{ kkal/kg}$$

$$Q_{\text{loss}} = 0,05 \times Q_{\text{supply}}$$

$$= 0,05 \times m_s \times 504,65 \text{ kkal/kg}$$

$$= (25,33 \times m_s) \text{ kkal/kg}$$

Dan neraca panas total (*overall energy balance*) ditulis sebagai berikut:

$$\Delta H_{in} + Q_{supply} = \Delta H_{out} + \Delta H_{121} + Q_{loss}$$

$$122.446,54 \text{ kkal} + (506,57m_s) \text{ kkal/kg} = 2.359.476,54 \text{ kkal} + 685.555,54 \text{ kkal} + (25,33m_s) \text{ kkal/kg}$$

$$481,24m_s \text{ kkal/kg} = 1.551.474,47 \text{ kkal}$$

$$m_s = 3.223,88\text{kg}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} Q_{supply} &= m_s \times 506,57 \text{ kkal/kg} \\ &= 3.223,88\text{kg} \times 506,57\text{kkal/kg} \\ &= 1.633.131,02\text{kkal} \end{aligned}$$

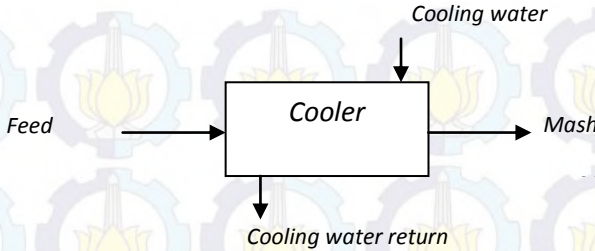
$$\begin{aligned} Q_{loss} &= m_s \times 23,53\text{kkal/kg} \\ &= 3.223,88\text{kg} \times 25,33\text{kkal/kg} \\ &= 81.656,55\text{kkal} \end{aligned}$$

Neraca Panas untuk unit Reaktor Delignifikasi menjadi:

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
H _{in}	122.446,54	H _{out}	2.359.476,54
ΔH ₁₂₁	685.555,54	Q _{loss}	81.656,55
Q _{supply}	1.633.131,02		
Jumlah	2.441.133,09	Jumlah	2.441.133,09

3. COOLER(E-211)

Cooler berfungsi untuk menurunkan suhu bahan baku dari Reaktor Delignifikasi dari 100°C menjadi 90°C sebelum menuju ke Reaktor Hidrolisis Pati.



Menentukan entalpi feed dan mash dalam reaktor ($\Delta H_{in}, \Delta H_{out}$)

Diketahui kondisi operasi unit *cooler* adalah sebagai berikut:

$$T_{in} = 121^{\circ}\text{C}$$

$$T_{out} = 90^{\circ}\text{C}$$

Entalpi *feed* (ΔH_{in}) dihitung dengan rumus:

$$\begin{aligned} \Delta T_{in} &= (T - T_{ref}) \\ &= (121 - 25) = 96^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT ($^{\circ}\text{C}$)	ΔH_{in} (kkal)
Aliran 4:				
Air	15.683,01	1,0076	96,00	1.517.011,59
Selulosa	4.587,52	0,3069	96,00	135.172,83
Hemiselulosa	5.143,58	0,3053	96,00	150.749,11
Pati	13.866,82	0,3069	96,00	408.590,59
Lignin	4.010,82	0,3185	96,00	122.640,61
NaOH	0,00	0,2367	96,00	0,00
Na-Ligninat	959,20	0,2749	96,00	25.311,82
Total	44.250,96			2.359.476,54

Sedangkan, entalpi *mash* keluar reaktor (ΔH_{out}) dihitung dengan rumus:

$$\begin{aligned} \Delta T_{out} &= (T - 25^{\circ}\text{C}) \\ &= (90 - 25)^{\circ}\text{C} = 65^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

Sehingga, entalpi *mash* keluar reaktor menjadi:

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	ΔH_{out} (kkal)
Aliran 4:				
Air	15.683,01	1,0050	65,00	1.024.492,83
Selulosa	4.587,52	0,3069	65,00	91.523,27
Hemiselulosa	5.143,58	0,3053	65,00	102.069,71
Pati	13.866,82	0,3069	65,00	276.649,88
Lignin	4.010,82	0,3185	65,00	83.037,91
NaOH	0,00	0,2367	65,00	0,00
Na-Ligninat	959,20	0,2749	65,00	17.138,21
Total	44.250,96			1.594.911,81

Menentukan kebutuhan cooling water untuk cooler

Menurut Ulrich (1984), suhu operasi *cooling water* adalah berkisar antara 30–50°C.

$$T_{cw \text{ in}} = 30^\circ\text{C}$$

$$T_{cw \text{ out}} = 50^\circ\text{C}$$

Kalor *cooling water* pada suhu 30°C:

$$\begin{aligned} Q_{in} &= m_a \cdot Cp_{30} \cdot \Delta T \\ &= m_a (0,9987)(30-25) \\ &= 4,99m_{CW} \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Sedangkan, kalor *cooling water* pada suhu 50°C:

$$\begin{aligned} Q_{out} &= m_a \cdot Cp_{50} \cdot \Delta T \\ &= m_a (0,9920)(50-25) \\ &= 24,80m_{CW} \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Sehingga, kalor yang diserap oleh *cooling water* menjadi:

$$\begin{aligned} Q_{absorbed} &= Q_{out} - Q_{in} \\ &= 19,81m_{CW} \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Neraca panas total unit *cooler* dihitung dengan rumus:

$$\begin{aligned} \Delta H_{in} &= \Delta H_{out} + Q_{absorbed} \\ 2.359.476,57\text{kkal} &= 1.594.911,81 \text{ kkal} + (19,81m_{CW}) \text{ kkal/kg} \\ 19,81m_{CW} &= 764.564,73 \\ m_{CW} &= 38.601,71 \text{ kg} \end{aligned}$$

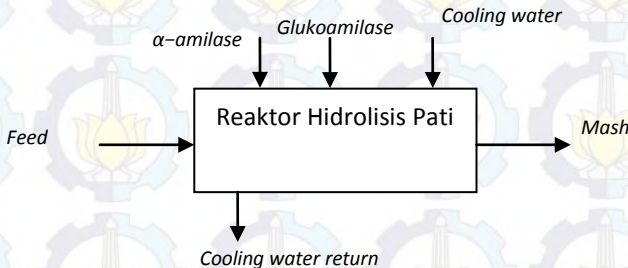
$$Q_{\text{absorbed}} = 19,81 \text{ kkal/kg} \times 38.601,71 \text{ kg} \\ = 764.564,73 \text{ kkal}$$

Neraca Panas untuk unit *Cooler* menjadi:

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
H _{in}	2.359.476,54	H _{out}	1.594.911,81
		Q _{absorbed}	764.564,73
Jumlah	2.359.476,54	Jumlah	2.359.476,54

4. REAKTOR HIDROLISIS PATI (R-210)

Reaktor Hidrolisis Pati berfungsi sebagai tempat berlangsungnya reaksi hidrolisis pati menjadi gula sederhana (maltodekstrin dan glukosa) dengan penambahan enzim *amilase* (α -amilase dan glukoamilase).



Menentukan entalpi feed masuk reaktor (ΔH_{in})

Dengan data massa masing-masing komponen dalam *feed* diperoleh dari Apendiks A–Neraca Massa, maka untuk menentukan entalpi *feed* masuk ke reaktor:

$$\Delta T_{in} = (T - T_{ref}) \\ = 90 - 25 = 65^\circ\text{C}$$

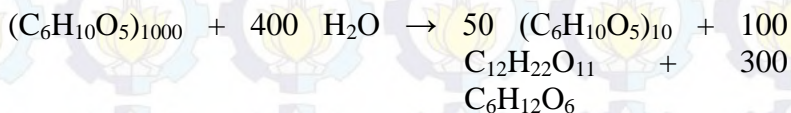
$$\Delta H_{in} = m \times C_p \times \Delta T_{in}$$

Entalpi *feed* untuk reaktor hidrolisis pati adalah sebagai berikut:

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	ΔH _{in} (kkal)
Aliran 5:				
Air	15.683,01	1,0050	65,00	1.024.492,83
Selulosa	4.587,52	0,3069	65,00	91.523,27
Hemiselulosa	5.143,58	0,3053	65,00	102.069,71
Pati	13.866,82	0,3069	65,00	276.649,88
Lignin	4.010,82	0,3185	65,00	83.037,91
NaOH	0,00	0,2367	65,00	0,00
Na-Ligninat	959,20	0,2749	65,00	17.138,21
Aliran 7:				
α-amilase	2,77	0,3198	5,00	4,43
Glukoamilase	9,71	0,0006	5,00	0,03
Aliran 8:				
H ₂ SO ₄	194,62	0,1979	5,00	192,61
Jumlah	44.250,96			1.595.108,89

Menentukan entalpi panas pembentukan pada T_{ref} (ΔH_{25})

Reaksi likuifikasi:



kmol	(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	H ₂ O	(C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀	C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	C ₆ H ₁₂ O ₆
Mula-mula:	0,09	871,28	0,00	0,00	0,00
Reaksi:	0,03	10,27	1,28	2,57	7,70
Sisa:	0,06	861,01	1,28	2,57	7,70

$$\Delta H_{\text{reaktan}} = \text{kmol yang bereaksi} \times \Delta H_f$$

Komponen	kmol	ΔH_f (kkal/kmol)	ΔH_{25} (kkal)
$(C_6H_{10}O_5)_n$	0,026	-639.184,99	-16.413,82
H_2O	10,272	68.315,01	701.712,70
Total		-570.869,98	685.298,88

$$\Delta H_{\text{produk}} = \text{kmol yang bereaksi} \times \Delta H_f$$

Komponen	kmol	ΔH_f (kkal/kmol)	ΔH_{25} (kkal)
$(C_6H_{10}O_5)_{10}$	1,284	-527.949,33	-677.868,51
$C_{12}H_{22}O_{11}$	2,568	-389.247,13	-999.559,46
$C_6H_{12}O_6$	7,70	-176.340,82	-1.358.492,76
Total		-1.093.537,28	-3.035.920,73

$$\begin{aligned} \Delta H_{25} &= \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}} \\ &= -2.362.727 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Reaksi sakarifikasi pati:



kmol	$(C_6H_{10}O_5)_{1.000}$	H_2O	$C_{12}H_{22}O_{11}$
Mula-mula:	0,06	861,01	0,00
Reaksi:	0,06	28,46	28,46
Sisa:	0,00	832,55	28,46

$$\Delta H_{\text{reaktan}}$$

Komponen	Kmol	ΔH_f (kkal/kmol)	ΔH_{25} (kkal)
$(C_6H_{10}O_5)_n$	0,060	-639.184,99	-38.298,92
H_2O	28,46	68.315,01	1.944.328,94
Total		-570.869,98	1.906.030,02

ΔH_{produk}

Komponen	Kmol	ΔH_f (kkal/kmol)	ΔH_{25} (kkal)
$C_{12}H_{22}O_{11}$	28,461	-389.247,13	-11.078.450,69
Total		-389.247,13	-11.078.450,69

$$\Delta H_{25} = \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}$$

$$= -12.984.481 \text{ kkal}$$

Reaksi sakarifikasi dekstrin: $(C_6H_{10}O_5)_{10} + 10 H_2O \rightarrow 10 C_6H_{12}O_6$

kmol	$(C_6H_{10}O_5)_{10}$	H_2O	$C_6H_{12}O_6$
Mula-mula:	1,28	832,55	0,00
Reaksi:	1,25	12,45	12,45
Sisa:	0,04	820,09	12,45

$\Delta H_{\text{reaktan}}$

Komponen	kmol	ΔH_f (kkal/kmol)	ΔH_{25} (kkal)
$(C_6H_{10}O_5)_{10}$	1,284	-527.949,33	-677.868,51
H_2O	12,454	68.315,01	850.826,65
Total		-459.634,32	172.958,14

ΔH_{produk}

Komponen	kmol	ΔH_f (kkal/kmol)	ΔH_{25} (kkal)
$C_6H_{12}O_6$	12,45	-176.340,82	-2.196.229,97
Total		-176.340,82	-2.196.229,97

$$\Delta H_{25} = \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}$$

$$= -2.369.188,10 \text{ kkal}$$

Menentukan entalpi panas reaksi pada $T_{operasi}$ (ΔH_{90})

Reaksi likuifikasi:

$\Delta H_{reaktan}$

Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	$\Delta H_{reaktan}$ (kkal)
$(C_6H_{10}O_5)_{1.000}$	4.160,05	0,3069	65,00	82.994,96
H ₂ O	184,89	1,0076	65,00	12,11
Total				83.007,07

ΔH_{produk}

Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	$\Delta H_{reaktan}$ (kkal)
$(C_6H_{10}O_5)_{10}$	2.080,02	0,3069	65,00	41.497,48
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	878,23	0,3107	65,00	17.737,56
C ₆ H ₁₂ O ₆	1.386,68	0,3141	65,00	28.314,19
Total				87.549,23

$$\begin{aligned} \Delta H_{90} &= \Delta H_{25} + \Delta H_{produk} - \Delta H_{reaktan} \\ &= -2.358.185 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Reaksi sakarifikasi pati:

$\Delta H_{reaktan}$

Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	$\Delta H_{reaktan}$ (kkal)
$(C_6H_{10}O_5)_n$	9.221,44	0,3069	65,00	183.972,17
H ₂ O	512,30	1,0076	65,00	33,55
Total				184.005,72

ΔH_{produk}

Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	$\Delta H_{reaktan}$ (kkal)
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	9.733,74	0,3107	65,00	196.591,29
Total				196.591,29

$$\begin{aligned} \Delta H_{90} &= \Delta H_{25} + \Delta H_{produk} - \Delta H_{reaktan} \\ &= -12.971.895 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Reaksi sakarifikasi dekstrin:

$$\Delta H_{\text{reaktan}}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	$\Delta H_{\text{reaktan}}$ (kkal)
(C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀	2.017,62	0,3069	65,00	40.252,56
H ₂ O	224,18	1,0076	65,00	14,68
Total				40.267,24

$$\Delta H_{\text{produk}}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	$\Delta H_{\text{reaktan}}$ (kkal)
C ₆ H ₁₂ O ₆	2.241,80	0,3141	65,00	45.774,61
Total				45.774,61

$$\begin{aligned} \Delta H_{90} &= \Delta H_{25} + \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}} \\ &= -2.363.680,73 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{90} &= \Delta H_{90} \text{ Likuifikasi} + \Delta H_{90} \text{ Sakarifikasi Pati} + \Delta H_{90} \text{ Sakarifikasi Dekstrin} \\ &= -17.693.761 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Menghitung entalpi mash yang keluar dari reaktor

Dengan data massa masing-masing komponen dalam *mash* diperoleh dari Apendiks A–Neraca Massa, maka untuk menentukan entalpi *mash* keluar dari reaktor:

$$\Delta T_{\text{out}} = (T - T_{\text{ref}}) = (50 - 25) = 25$$

$$\Delta H_{\text{out}} = m \times C_p \times \Delta T_{\text{out}}$$

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	ΔH_{out} (kkal)
Aliran 9:				
Selulosa	4.587,52	0,307	25,00	35.201,26
Hemiselulosa	5.143,58	0,305	25,00	39.257,58
Pati	485,34	0,307	25,00	3.724,13
Dekstrin	62,40	0,307	25,00	478,82
Maltosa	10.611,97	0,311	25,00	82.434,18
Glukosa	3.628,49	0,314	25,00	28.495,69
Air	14.761,64	0,999	25,00	368.745,76

Lignin	4.010,82	0,319	25,00	31.937,66
NaOH	0,00	0,237	25,00	0,00
Na-Ligninat	959,20	0,275	25,00	6.591,62
α -amilase	2,77	0,320	25,00	22,17
Glukoamilase	9,71	0,001	25,00	0,15
H ₂ SO ₄	194,62	0,198	25,00	963,07
				597.852,08

Menentukan kebutuhan cooling water untuk cooler

Kalor *cooling water* pada suhu 30°C:

$$\begin{aligned} Q_{in} &= m_{CW} \cdot Cp_{30} \cdot \Delta T \\ &= m_{CW} (0,9987)(30-25) \\ &= 4,99m_{CW} \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Sedangkan, kalor *cooling water* pada suhu 50°C:

$$\begin{aligned} Q_{out} &= m_{CW} \cdot Cp_{50} \cdot \Delta T \\ &= m_{CW} (0,9920)(50-25) \\ &= 24,98m_{CW} \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Sehingga, kalor yang diserap oleh *cooling water* menjadi:

$$\begin{aligned} Q_{absorbed} &= Q_{out} - Q_{in} \\ &= 19,99m_{CW} \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Neraca panas total unit reaktor hidrolisis pati dihitung dengan rumus:

$$\begin{aligned} \Delta H_{in} &= \Delta H_{out} + \Sigma H_{90} + Q_{absorbed} \\ 1.595.108,89 \text{ kkal} &= 597.852,08 \text{ kkal} - 17.693.761 \text{ kkal} + \\ & \quad (19,99m_{CW}) \text{ kkal/kg} \\ 19,99m_{CW} &= 18.691.017m_{CW} \\ &= 935.182,12 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{absorbed} &= 19,99 \text{ kkal/kg} \times 935.182,12 \text{ kg} \\ &= 18.691.017 \text{ kkal} \end{aligned}$$

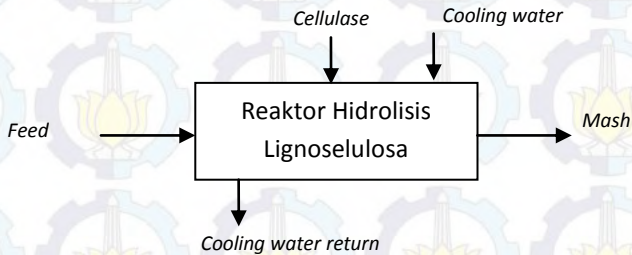
Sehingga, Neraca Panas unit Reaktor Hidrolisis Pati menjadi:

Masuk	Keluar
--------------	---------------

Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
H _{in}	1.595.108,89	H _{out}	597.852,08
		H ₉₀	-17.693.761
		Q _{absorbed}	18.691.017,37
Jumlah	1.595.108,89	Jumlah	1.595.108,89

5. REAKTOR HIDROLISIS LIGNOSELULOSA (R-220)

Reaktor Hidrolisis Lignoselulosa berfungsi sebagai tempat berlangsungnya reaksi hidrolisis selulosa dan hemiselulosa menjadi gula sederhana dengan penambahan enzim *cellulase*.



Menentukan entalpi feed masuk reaktor (ΔH_{in})

Dengan data massa masing-masing komponen dalam *feed* diperoleh dari Apendiks A–Neraca Massa, maka untuk menentukan entalpi *feed* masuk ke reaktor:

$$\Delta T_{in} = (T - T_{ref}) = (50 - 25) = 25^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta H_{in} = m \times C_p \times \Delta T_{in}$$

Entalpi *feed* untuk reaktor hidrolisis lignoselulosa adalah sebagai berikut:

Komposisi	Massa (kg)	C _p	ΔT (°C)	ΔH_{in} (kkal)
Aliran 9:				
Selulosa	4.587,52	0,3069	25,00	35.201,26
Hemiselulosa	5.143,58	0,3053	25,00	39.257,58
Pati	485,34	0,3069	25,00	3.724,13

Dekstrin	62,40	0,3069	25,00	478,82
Maltosa	10.611,97	0,3107	25,00	82.434,18
Glukosa	3.628,49	0,3141	25,00	28.495,69
Air	14.761,64	0,9992	25,00	368.745,76
Lignin	4.010,82	0,3185	25,00	31.937,66
NaOH	0,00	0,2367	25,00	0,00
Na-Ligninat	959,20	0,2749	25,00	6.591,62
α -amilase	2,77	0,3198	25,00	22,17
Glukoamilase	9,71	0,0006	25,00	0,15
H ₂ SO ₄	194,62	0,1979	25,00	963,07
Aliran 10:				
Cellulase	93,84	1,5969	5,00	3.746,25
Total	44.551,90			601.598,33

Menentukan entalpi panas pembentukan pada T_{ref} (ΔH_{25})

Reaksi hidrolisis selulosa:



	kmol (C ₆ H ₁₀ O ₅) _{1.000}	H ₂ O	C ₆ H ₁₂ O ₆
Mula-mula:	0,03	820,09	0,00
Reaksi:	0,02	15,86	15,86
Sisa:	0,01	804,23	15,86

$$\Delta H_{reaktan} = \text{kmol yang bereaksi} \times \Delta H_f$$

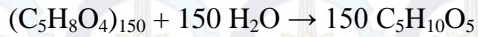
Komponen	kmol	ΔH_f (kkal/kmol)	$\Delta H_{reaktan}$ (kkal)
(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	0,016	-338.209,85	-5.363,36
H ₂ O	15,858	68.315,01	1.083.345,92
Total		-269.894,84	1.077.982,56

$$\Delta H_{\text{produk}} = \text{kmol yang bereaksi} \times \Delta H_f$$

Komponen	kmol	ΔH_f (kkal/kmol)	ΔH_{produk} (kkal)
$C_6H_{12}O_6$	15,858	-176.340,82	-2.796.429,55
Total			-2.796.429,55

$$\begin{aligned} \Delta H_{25} &= \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}} \\ &= -3.874.412,11 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Reaksi hidrolisis hemiselulosa:



<i>kmol</i>	$(C_5H_8O_4)_{150}$	H_2O	$C_5H_{10}O_5$
Mula-mula:	0,26	804,23	0,00
Reaksi:	0,15	21,82	21,82
Sisa:	0,11	782,41	21,82

$$\Delta H_{\text{reaktan}}$$

Komponen	kmol	ΔH_f (kkal/kmol)	$\Delta H_{\text{reaktan}}$ (kkal)
$(C_5H_8O_4)_n$	0,145	-410.305,93	-59.689,29
H_2O	21,821	68.315,01	1.490.719,81
Total		-341.990,92	1.431.030,51

$$\Delta H_{\text{produk}}$$

Komponen	kmol	ΔH_f (kkal/kmol)	ΔH_{produk} (kkal)
$C_5H_{10}O_5$	21,821	-221.484,23	-4.833.065,59
Total		-221.484,23	-4.833.065,59

$$\begin{aligned} \Delta H_{25} &= \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}} \\ &= -6.264.096,10 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Menentukan entalpi panas reaksi pada $T_{operasi}$ (ΔH_{90})

Reaksi hidrolisis selulosa:

$\Delta H_{reaktan}$

Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	$\Delta H_{reaktan}$ (kkal)
$(C_6H_{10}O_5)_n$	4.587,52	0,3069	25,00	35.201,26
H ₂ O	14.761,64	1,0076	65,00	966,80
Total	19.349,16			36.168,06

ΔH_{produk}

Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	ΔH_{produk} (kkal)
C ₆ H ₁₂ O ₆	2.854,46	0,3069	25,00	21.903,00
Total	2.854,46	0,3107	25,00	22.173,53

$$\begin{aligned} \Delta H_{50} &= \Delta H_{25} + \Delta H_{produk} - \Delta H_{reaktan} \\ &= -3.888.406,64 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Reaksi hidrolisis hemiselulosa:

$\Delta H_{reaktan}$

Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	$\Delta H_{reaktan}$ (kkal)
$(C_5H_8O_4)_n$	5.143,58	0,3069	25,00	39.468,08
H ₂ O	14.476,19	1,0076	25,00	364,66
Total	19.619,78			39.832,73

ΔH_{produk}

Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	ΔH_{produk} (kkal)
C ₅ H ₁₀ O ₅	3.273,19	0,3107	25,00	25.426,25
Total	3.273,19			25.426,25

$$\begin{aligned} \Delta H_{50} &= \Delta H_{25} + \Delta H_{produk} - \Delta H_{reaktan} \\ &= -6.278.502,58 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{50} &= \Delta H_{50} \text{ Hidrolisis Selulosa} + \Delta H_{50} \text{ Hidrolisis Hemiselulosa} \\ &= -10.166.909,22 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Menghitung entalpi mash yang keluar dari reaktor

Dengan data massa masing-masing komponen dalam mash diperoleh dari Apendiks A–Neraca Massa, maka untuk menentukan entalpi mash keluar dari reaktor:

$$\Delta T_{out} = (T - T_{ref}) = (50-25) = 25$$

$$\Delta H_{out} = m \times C_p \times \Delta T_{out}$$

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	ΔH _{out} (kkal)
Aliran 11:				
Selulosa	2.018,51	0,3069	25,00	15.488,55
Hemiselulosa	2.263,18	0,3053	25,00	17.273,34
Pati	485,34	0,3069	25,00	3.724,13
Dekstrin	62,40	0,3069	25,00	478,82
Maltosa	10.611,97	0,3107	25,00	82.434,18
Glukosa	6.482,94	0,3141	25,00	50.912,69
Xilosa	3.273,19	0,3141	25,00	25.705,44
Air	14.083,41	0,9992	25,00	81.764,27
Lignin	4.010,82	0,3185	25,00	112.144,44
NaOH	0,00	0,2367	25,00	23.731,57
Na-Ligninat	959,20	0,2749	25,00	0,00
α-amilase	2,77	0,3198	25,00	7.668,79
Glukoamilase	9,71	0,0006	25,00	0,04
H ₂ SO ₄	194,62	0,1979	25,00	48,03
Cellulase	93,84	1,5969	25,00	7.769,99
				429.144,28

Menentukan kebutuhan cooling water untuk cooler

Kalor cooling water pada suhu 30°C:

$$\begin{aligned}
 Q_{in} &= m_{CW} \cdot C_{p30} \cdot \Delta T \\
 &= m_{CW} (0,9987)(30-25) \\
 &= 4,99m_{CW} \text{ kkal/kg}
 \end{aligned}$$

Sedangkan, kalor *cooling water* pada suhu 50°C:

$$\begin{aligned} Q_{out} &= m_{CW} \cdot Cp_{50} \cdot \Delta T \\ &= m_{CW} (0,9920)(50-25) \\ &= 24,98m_{CW} \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Sehingga, kalor yang diserap oleh *cooling water* menjadi:

$$\begin{aligned} Q_{absorbed} &= Q_{out} - Q_{in} \\ &= 19,99m_{CW} \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Neraca panas total unit reaktor hidrolisis lignoselulosa dihitung dengan rumus:

$$\begin{aligned} \Delta H_{in} &= \Delta H_{out} + \Sigma H_{50} + Q_{absorbed} \\ 601.598,33 \text{ kkal} &= 429.144,28 \text{ kkal} - 10.166.909,22 \text{ kkal} \\ &\quad + (19,99m_{CW}) \text{ kkal/kg} \\ 19,99m_{CW} &= 10.339.363,27 \text{ kkal} \\ m_{CW} &= 517.317,35 \text{ kg} \end{aligned}$$

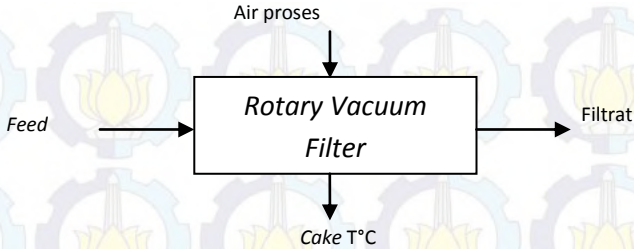
$$\begin{aligned} Q_{absorbed} &= 19,99 \text{ kkal/kg} \times 517.317,35 \text{ kg} \\ &= 10.339.363,27 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Sehingga, Neraca Panas unit Reaktor Hidrolisis Lignoselulosa menjadi:

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
H _{in}	601.598,33	H _{out}	429.144,28
		H ₅₀	-10.166.909,22
		Q _{absorbed}	10.339.363,27
Jumlah	601.598,33	Jumlah	601.598,33

6. **ROTARY VACUUM FILTER (H-222)**

Rotary Vacuum Filter berfungsi untuk memisahkan sirup gulahasil proses hidrolisis dengan impuritis yang dapat mempengaruhi proses fermentasi sirup gula menjadi etanol.



Diketahui kondisi operasi pada unit *rotary vacuum filter* adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 T_{in} &= 50^{\circ}\text{C} \\
 T_{out} &= T^{\circ}\text{C} \\
 T_{WP\ in} &= 30^{\circ} \\
 T_{WP\ out} &= T^{\circ}\text{C} \\
 C_p\ \text{air pada } 30^{\circ}\text{C} &= 0,9987\ \text{kcal/kg.}^{\circ}\text{C}
 \end{aligned}$$

Dengan data massa masing-masing komponen dalam *feed* diperoleh dari Apendiks A–Neraca Massa, maka untuk menentukan entalpi *feed* masuk ke reaktor:

$$\begin{aligned}
 \Delta T_{in} &= (T - T_{ref}) \\
 &= 50 - 25 = 25^{\circ}\text{C} \\
 \Delta H_{in} &= m \times C_p \times \Delta T_{in}
 \end{aligned}$$

Sehingga, entalpi panas *feed* masuk RVF adalah sebagai berikut:

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT ($^{\circ}\text{C}$)	ΔH_{in} (kcal)
Aliran 11:				
Selulosa	2.018,51	0,3069	25,00	15.488,55
Hemiselulosa	2.263,18	0,3053	25,00	17.273,34
Pati	485,34	0,3069	25,00	3.724,13
Dekstrin	62,40	0,3069	25,00	478,82
Maltosa	10.611,97	0,3107	25,00	82.434,18
Glukosa	6.482,94	0,3141	25,00	50.912,69
Xilosa	3.273,19	0,3141	25,00	25.705,44
Air	14.083,41	0,9992	25,00	81.764,27
Lignin	4.010,82	0,3185	25,00	112.144,44
NaOH	0,00	0,2367	25,00	23.731,57

Na-Ligninat	959,20	0,2749	25,00	0,00
α -amilase	2,77	0,3198	25,00	7.668,79
Glukoamilase	9,71	0,0006	25,00	0,04
H ₂ SO ₄	194,62	0,1979	25,00	48,03
Cellulase	93,84	1,5969	25,00	7.769,99
Aliran 12:				
Air Pencuci	2.434,26	0,9920	25,00	60.369,67
				489.513,95

Sedangkan entalpi panas filtrat dan *cake* keluar RVF adalah sebagai berikut:

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	ΔH_{out} (kkal)
Aliran 14:				
Selulosa	2.018,51	0,3069	T-25	619,54
Hemiselulosa	2.263,18	0,3053	T-25	690,93
Pati	485,34	0,3069	T-25	148,97
Lignin	4.010,82	0,2367	T-25	949,26
NaOH	0,00	0,2749	T-25	0,00
Na-Ligninat	959,20	0,3198	T-25	306,75
α -amilase	2,77	0,0006	T-25	0,00
Glukoamilase	9,71	0,1979	T-25	1,92
Cellulase	93,84	1,5969	T-25	149,85
Dekstrin	0,18	0,3069	T-25	0,05
Maltosa	29,94	0,3107	T-25	9,30
Glukosa	18,29	0,3141	T-25	5,75
Xilosa	9,23	0,3141	T-25	2,90
H ₂ SO ₄	194,62	0,0006	T-25	0,12
Air	2.473,99	0,9987	T-25	2.470,78
Aliran 15:				
Dekstrin	62,22	0,3069	T-25	19,10

Maltosa	10.582,03	0,3107	T-25	3.288,06
Glukosa	6.464,65	0,3141	T-25	2.030,76
Xilosa	3.263,96	0,3141	T-25	1.025,32
Air	14.043,68	0,9987	T-25	14.025,42
Total	46.986,16			25.744,79

Suhu filtrat dan *cake* keluar RVF belum diketahui, sehingga dihitung dengan cara:

$$\begin{aligned} \Delta H_{in} &= \Delta H_{out} \\ 489.513,95 \text{ kkal} &= 25.744,79 \text{ kkal/}^\circ\text{C} \times (T-25)^\circ\text{C} \\ 19,01 &= (T-25) \\ T &= 44,01^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Cp air pada 44,21°C dihitung dengan cara interpolasi data nilai Cp air berdasarkan Tabel A.2-5 *Geankoplis (1993)*, sehingga:

$$\begin{aligned} M &= \left(\frac{X_2 - X}{X_2 - X_1} M_2 \right) + \left(\frac{X - X_1}{X_2 - X_1} M_1 \right) \\ &= \left(\frac{50 - X}{50 - 40} 0,9987 \right) + \left(\frac{X - 40}{50 - 40} 0,9987 \right) \\ &= 0,9987 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Entalpi *cake* dan filtrat yang sebenarnya menjadi:

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	ΔH _{out} (kkal)
Aliran 14:				
Selulosa	2.018,51	0,3069	19,01	11.780,03
Hemiselulosa	2.263,18	0,3053	19,01	13.137,48
Pati	485,34	0,3069	19,01	2.832,44
Lignin	4.010,82	0,2367	19,01	18.049,37
NaOH	0,00	0,2749	19,01	0,00
Na-Ligninat	959,20	0,3198	19,01	5.832,61
α-amilase	2,77	0,0006	19,01	0,03
Glukoamilase	9,71	0,1979	19,01	36,53
Cellulase	93,84	1,5969	19,01	2.849,26

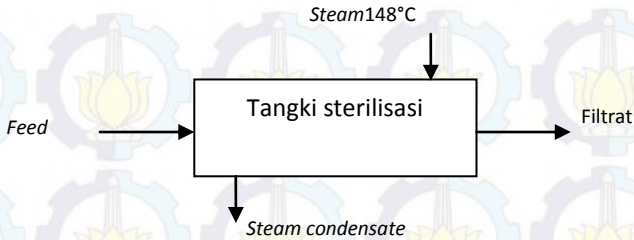
Dekstrin	0,18	0,3069	19,01	1,03
Maltosa	29,94	0,3107	19,01	176,88
Glukosa	18,29	0,3141	19,01	109,24
Xilosa	9,23	0,3141	19,01	55,16
H ₂ SO ₄	194,62	0,0006	19,01	2,22
Air	2.473,99	0,9987	19,01	46.979,59
Aliran 15:				
Dekstrin	62,22	0,3069	19,01	363,14
Maltosa	10.582,03	0,3107	19,01	62.519,58
Glukosa	6.464,65	0,3141	19,01	38.613,11
Xilosa	3.263,96	0,3141	19,01	19.495,47
Air	14.043,68	0,9987	19,01	266.680,76
Total	46.986,16			489.513,95

Neraca Panas untuk unit *Rotary Vacuum Filter* adalah sebagai berikut:

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
H _{in}	489.513,95	H _{out}	489.513,95
Jumlah	489.513,95	Jumlah	489.513,95

7. TANGKI STERILISASI (F-313)

Tangki sterilisasi berfungsi sebagai tempat untuk mensterilkan sirup gula dari unit RVF agar bebas dari mikroorganisme yang tidak diinginkan, yang dapat mendeKomponen gula, sehingga proses fermentasi oleh *yeast Saccharomyces cerevisiae* dapat berlangsung sempurna.



Dengan data massa masing-masing komponen dalam *feed* diperoleh dari Apendiks A–Neraca Massa, maka untuk menentukan entalpi *feed* masuk ke reaktor:

$$\begin{aligned} \Delta T_{in} &= (T - T_{ref}) \\ &= 44 - 25 = 19^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

$$\Delta H_{in} = m \times C_p \times \Delta T_{in}$$

Entalpi *feed* masuk tangki sterilisasi

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	ΔH_{out} (kkal)
Aliran 17:				
Dekstrin	62,22	0,30693	19,01	363,14
Maltosa	10.582,03	0,31072	19,01	62.519,58
Glukosa	6.464,65	0,31413	19,01	38.613,11
Xilosa	3.263,96	0,31413	19,01	19.495,47
Air	14.043,68	0,99870	19,01	266.680,76
Total	34.416,55			387.672,07

Sedangkan, untuk menentukan entalpi *syrup* keluar reaktor:

$$\begin{aligned} \Delta T_{out} &= (T - T_{ref}) \\ &= 121 - 25 = 96^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

$$\Delta H_{out} = m \times C_p \times \Delta T_{out}$$

Entalpi *syrup* keluar tangki sterilisasi

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	ΔH_{out} (kkal)
Aliran 17:				
Dekstrin	62,22	0,30693	96,00	1.833,47

Maltosa	10.582,03	0,31072	96,00	315.654,19
Glukosa	6.464,65	0,31413	96,00	194.953,16
Xilosa	3.263,96	0,31413	96,00	98.430,40
Air	14.043,68	1,00050	96,00	1.348.873,47
Total	34.416,55			1.959.744,70

Steam yang digunakan adalah *saturated steam*. Menurut Tabel F.1 *Smith–Van Ness (2001)*, diketahui data karakteristik steam dengan $T = 148^{\circ}\text{C}$ dan $P = 451,64 \text{ kPa}$ adalah sebagai berikut:

T (°C)	P (kPa)	H _L (kJ/kg)	H _V (kJ/kg)	λ (kJ/kg)
148	451,64	632,57	2.744,02	2.111,45
		H _L (kkal/kg)	H _V (kkal/kg)	λ (kkal/kg)
		151,19	655,84	504,65

dimana H_L adalah entalpi *steam* jenuh dalam fasa cair, H_V adalah entalpi *steam* jenuh dalam fasa uap, dan λ adalah panas laten *steam* jenuh. Konversi 1 kkal adalah setara dengan 4,184 kJ.

Q_{supply} dan Q_{loss} dihitung dengan rumus berikut:

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{supply}} &= m_s \times \lambda \\
 &= (m_s \times 506,57) \text{ kkal/kg} \\
 Q_{\text{loss}} &= 0,05 \times Q_{\text{supply}} \\
 &= 0,05 \times m_s \times 504,65 \text{ kkal/kg} \\
 &= (25,33 \times m_s) \text{ kkal/kg}
 \end{aligned}$$

Dan neraca panas total (*overall energy balance*) ditulis sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{in}} + Q_{\text{supply}} &= \Delta H_{\text{out}} + Q_{\text{loss}} \\
 387.672,07 \text{ kkal} + (506,57 m_s) \text{ kkal/kg} &= 1.959.744,70 \text{ kkal} + \\
 &\quad (25,33 m_s) \text{ kkal/kg} \\
 481,24 m_s \text{ kkal/kg} &= 1.572.072,63 \\
 m_s &= 3.266,68 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} Q_{\text{supply}} &= m_s \times 506,57 \text{ kkal/kg} \\ &= 3.266,68 \text{ kg} \times 506,57 \text{ kkal/kg} \\ &= 1.654.813,29 \text{ kkal} \end{aligned}$$

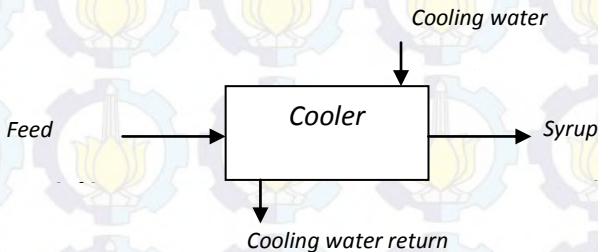
$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= m_s \times 23,53 \text{ kkal/kg} \\ &= 3.266,68 \text{ kg} \times 25,33 \text{ kkal/kg} \\ &= 82.740,66 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Sehingga, Neraca Panas untuk unit Tangki Sterilisasi adalah sebagai berikut:

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
ΔH_{in}	387.672,07	ΔH_{out}	1.959.744,70
Q_{supply}	1.654.813,29	Q_{loss}	82.740,66
Jumlah	2.042.485,36	Jumlah	2.042.485,36

8. COOLER (E-314)

Cooler berfungsi sebagai penurun temperatur sirup gula dari tangki sterilisasi hingga menjadi 32°C sebelum dialirkan menuju tangki starter dan fermentor.



Menentukan entalpi feed masuk cooler (ΔH_{in} , ΔH_{out})

Diketahui kondisi operasi unit *cooler* adalah sebagai

berikut:

$$T_{\text{in}} = 121^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{out}} = 32^{\circ}\text{C}$$

Entalpi *feed* (ΔH_{in}) dihitung dengan rumus:

$$\begin{aligned}\Delta T_{in} &= (T - T_{ref}) \\ &= (121 - 25) = 96^{\circ}\text{C} \\ \Delta H_{in} &= m \times C_p \times \Delta T_{in}\end{aligned}$$

Sehingga, entalpi *feed* masuk *cooler* menjadi:

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT ($^{\circ}\text{C}$)	ΔH_{in} (kkal)
Aliran 17:				
Dekstrin	62,22	0,3069	96,00	1.833,47
Maltosa	10.582,03	0,3107	96,00	315.654,19
Glukosa	6.464,65	0,3141	96,00	194.953,16
Xilosa	3.263,96	0,3141	96,00	98.430,40
Air	14.043,68	1,0005	96,00	1.348.873,47
Total	34.416,55			1.959.744,70

Sedangkan, entalpi *syrup* keluar *cooler* (ΔH_{out}) dihitung dengan rumus:

$$\begin{aligned}\Delta T_{out} &= (T - 25^{\circ}\text{C}) \\ &= (50 - 25)^{\circ}\text{C} = 25^{\circ}\text{C} \\ \Delta H_{out} &= m \times C_p \times \Delta T_{out}\end{aligned}$$

Sehingga, entalpi *syrup* keluar *cooler* menjadi:

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT ($^{\circ}\text{C}$)	ΔH_{out} (kkal)
Aliran 17:				
Dekstrin	62,22	0,3069	25,00	477,47
Maltosa	10.582,03	0,3107	25,00	82.201,61
Glukosa	6.464,65	0,3141	25,00	50.769,05
Xilosa	3.263,96	0,3141	25,00	25.632,92
Air	14.043,68	0,9987	25,00	350.635,56
Total	34.416,55			509.716,61

Menentukan kebutuhan cooling water untuk cooler

Menurut Ulrich (1984), suhu operasi *cooling water* adalah berkisar antara 30–50°C.

$$T_{cw \text{ in}} = 30^{\circ}\text{C}$$

$$T_{cw \text{ out}} = 50^{\circ}\text{C}$$

Kalor *cooling water* pada suhu 30°C:

$$\begin{aligned} Q_{in} &= m_a \cdot C_{p30} \cdot \Delta T \\ &= m_a (0,9987)(30-25) \\ &= 4,99m_{CW} \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Sedangkan, kalor *cooling water* pada suhu 50°C:

$$\begin{aligned} Q_{out} &= m_a \cdot C_{p50} \cdot \Delta T \\ &= m_a (0,9920)(50-25) \\ &= 24,80m_{CW} \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Sehingga, kalor yang diserap oleh *cooling water* menjadi:

$$\begin{aligned} Q_{\text{absorbed}} &= Q_{out} - Q_{in} \\ &= 19,81m_{CW} \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Neraca panas total unit *cooler* dihitung dengan rumus:

$$\begin{aligned} \Delta H_{in} &= \Delta H_{out} + Q_{\text{absorbed}} \\ 1.959.744,70\text{kkal} &= 509.716,61 \text{ kkal} + (19,81m_{CW}) \text{ kkal/kg} \\ 19,81m_{CW} &= 1.450.028,09 \\ m_{CW} &= 73.209,71\text{kg} \end{aligned}$$

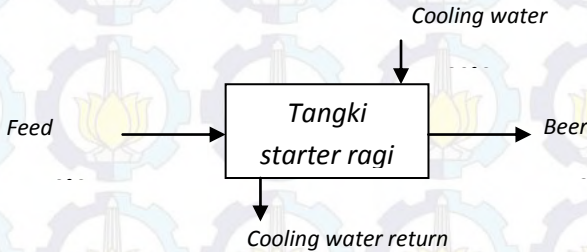
$$\begin{aligned} Q_{\text{absorbed}} &= 19,81 \text{ kkal/kg} \times 73.209,71\text{kg} \\ &= 1.450.028,09\text{kkal} \end{aligned}$$

Neraca Panas untuk unit *Cooler* menjadi:

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
H_{in}	1.959.744,70	H_{out}	509.716,61
		Q_{absorbed}	1.450.028,09
Jumlah	1.959.744,70	Jumlah	1.959.744,70

9. TANGKI STARTER RAGI (R-310)

Tangki starter ragi berfungsi sebagai tempat pengembangbiakan *yeast Saccharomyces cerevisiae* sehingga dapat digunakan untuk proses fermentasi dalam fermentor.



Diketahui:

T_{in}	=50,00°C
T_{out}	=32,00°C
Cp_{water} pada 30°C	=0,9987kcal/kg°C
Cp_{water} pada 50°C	=0,9920kcal/kg°C

Menentukan entalpi feed masuk tangki starter ragi (ΔH_{in})

Entalpi *feed* (ΔH_{in}) dihitung dengan rumus:

$$\Delta T_{in} = (T - T_{ref})$$

$$= (121 - 25) = 96^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_{in} = m \times Cp \times \Delta T_{in}$$

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	ΔH_{in} (kcal)
Aliran 18:				
Dekstrin	3,11	0,3069	25,00	23,87
Maltosa	529,10	0,3107	25,00	4.110,08
Glukosa	323,23	0,3141	25,00	2.538,45
Xilosa	163,20	0,3141	25,00	1.281,65
Air	702,18	0,9987	25,00	17.531,78
K_2HPO_4	1,04	0,1200	25,00	3,13

Aliran 20:				
<i>Yeast</i>	1,04	0,1625	7,00	1,19
Total	1.722,91			25.490,14

Menentukan entalpi panas pembentukan pada T_{ref} (ΔH_{25})

Reaksi Fermentasi I: $C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2 C_2H_5OH + 2 CO_2$

<i>kmol</i>	$C_6H_{12}O_6$	C_2H_5OH	CO_2
mula-mula:	1,78	0,00	0,00
bereaksi:	1,69	3,38	3,38
sisa:	0,09	3,38	3,38

$\Delta H_{reaktan}$

Komponen	kmol	ΔH_f (kcal/kmol)	ΔH_{25} (kcal)
$C_6H_{12}O_6$	1,689	-176.340,82	-297.865,18
Total		-176.340,82	-297.865,18

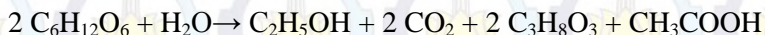
ΔH_{produk}

Komponen	kmol	ΔH_f (kcal/kmol)	ΔH_{25} (kcal)
C_2H_5OH	3,378	-66.347,99	-224.142,73
CO_2	3,378	-94.051,15	-317.732,01
Total		-160.399,14	-541.874,74

$$H_{25} = \Delta H_{produk} - \Delta H_{reaktan}$$

$$= -244.009,56 \text{ kkal}$$

Reaksi Fermentasi II:



<i>kmol</i>	$C_6H_{12}O_6$	H_2O	C_2H_5OH	CO_2	$C_3H_8O_3$
mula-mula:	0,0889	39,0102	0,0000	0,0000	0,0000
bereaksi:	0,0044	0,0022	0,0022	0,0044	0,0044
sisa:	0,0845	39,0080	0,0022	0,0044	0,0044

$\Delta H_{\text{reaktan}}$

Komponen	Kmol	ΔH_f (kkal/kmol)	ΔH_{25} (kkal)
$C_6H_{12}O_6$	0,0044	-176.340,82	-783,86
H_2O	0,0022	68.315,01	151,83
Total		-108.025,81	-632,02

ΔH_{produk}

Komponen	kmol	ΔH_f (kkal/kmol)	ΔH_{25} (kkal)
C_2H_5OH	0,0022	-66.347,99	-147,46
CO_2	0,0044	-94.051,15	-418,07
$C_3H_8O_3$	0,0044	-159.775,33	-710,22
CH_3COOH	0,0022	-115.774,38	-257,32
Total		-435.948,85	-1.533,07

$$H_{25} = \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}$$

$$= -901,04 \text{ kkal}$$

Menentukan entalpi panas reaksi pada T_{operasi} (ΔH_{32})

Reaksi Fermentasi I:

$\Delta H_{\text{reaktan}}$

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	$\Delta H_{\text{reaktan}}$ (kkal)
$C_6H_{12}O_6$	304,05	0,3141	7,00	668,58
Total				668,58

ΔH_{produk}

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	ΔH_{produk} (kkal)
C_2H_5OH	155,40	0,5835	7,00	634,72
CO_2	148,64	2,1375	7,00	2.224,12
Total				2.858,85

$$H_{32} = H_{25} + \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}$$

$$= -241.819,29 \text{ kkal}$$

Reaksi Fermentasi II:

$\Delta H_{\text{reaktan}}$

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	$\Delta H_{\text{reaktan}}$ (kkal)
C ₆ H ₁₂ O ₆	0,80	0,31	7,00	1,76
H ₂ O	0,04	1,00	7,00	0,28
Total				2,04

ΔH_{produk}

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	ΔH_{produk} (kkal)
C ₂ H ₅ OH	0,10	0,58	7,00	0,42
CO ₂	0,20	2,14	7,00	2,93
C ₃ H ₈ O ₃	0,41	0,57	7,00	1,63
CH ₃ COOH	0,13	0,49	7,00	0,46
Total				5,43

$$\begin{aligned} \Delta H_{32} &= \Delta H_{25} + \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}} \\ &= -897,65 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Menentukan entalpi beer keluar tangki starter ragi (ΔH_{out})

Sedangkan, entalpi *syrup* keluar tangki starter ragi (ΔH_{out})

dihitung dengan rumus:

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{out}} &= (T - 25^\circ\text{C}) \\ &= (50 - 25)^\circ\text{C} = 25^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\Delta H_{\text{out}} = m \times Cp \times \Delta T_{\text{out}}$$

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	ΔH_{out} (kkal)
Aliran 21:				
Dekstrin	3,11	0,3069	7,00	6,68
Maltosa	529,10	0,3107	7,00	1.150,82
Xilosa	163,20	0,3141	7,00	358,86
Glukosa	15,20	0,3141	7,00	33,43
Air	702,14	0,9987	7,00	4.908,62

Etanol	155,50	0,5835	7,00	635,14
Gliserol	0,41	0,5687	7,00	1,63
Asam Asetat	0,13	0,4924	7,00	0,46
Yeast	5,27	0,1625	7,00	5,99
Aliran 22:				
CO ₂	148,84	2,1375	7,00	2.227,05
Total	1.722,91			9.328,69

Menentukan kebutuhan cooling water untuk tangki starter ragi

Menurut Ulrich (1984), suhu operasi *cooling water* adalah berkisar antara 30–50°C.

$$T_{cw \text{ in}} = 30^\circ\text{C}$$

$$T_{cw \text{ out}} = 50^\circ\text{C}$$

Kalor *cooling water* pada suhu 30°C:

$$\begin{aligned} Q_{in} &= m_a \cdot C_{p30} \cdot \Delta T \\ &= m_a (0,9987)(30-25) \\ &= 4,99m_{CW} \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Sedangkan, kalor *cooling water* pada suhu 50°C:

$$\begin{aligned} Q_{out} &= m_a \cdot C_{p50} \cdot \Delta T \\ &= m_a (0,9920)(50-25) \\ &= 24,80m_{CW} \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Sehingga, kalor yang diserap oleh *cooling water* menjadi:

$$\begin{aligned} Q_{\text{absorbed}} &= Q_{out} - Q_{in} \\ &= 19,81m_{CW} \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Neraca panas total unit tangki starter ragi dihitung dengan rumus:

$$\begin{aligned} 25.490,14 \text{ kkal} &= \Delta H_{in} = \Delta H_{out} + \Delta H_{32} + Q_{\text{absorbed}} \\ &= 9.328,69 \text{ kkal} - 242.716,94 \text{ kkal} \\ &\quad + (19,81m_{CW}) \text{ kkal/kg} \\ 19,81m_{CW} &= 258.878,40 \\ m_{CW} &= 13.070,38 \text{ kg} \end{aligned}$$

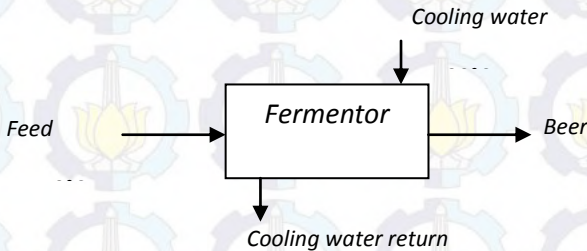
$$Q_{\text{absorbed}} = 19,81 \text{ kkal/kg} \times 13.070,38\text{kg} \\ = 258.878,40\text{kkal}$$

Neraca panas tangki starter ragi menjadi:

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
H_{in}	25.490,14	H_{out}	9.328,69
		ΔH_{32}	-242.716,94
		Q_{absorbed}	258.878,40
Jumlah	25.490,14	Jumlah	25.490,14

10. FERMENTOR (R-320)

Fermentor berfungsi sebagai tempat berlangsungnya proses fermentasi sirup gula menjadi etanol dengan menggunakan *yeast Saccharomyces cerevisiae*.



Diketahui:

$$T_{\text{in}} = 60,00^{\circ}\text{C} \\ T_{\text{out}} = 32,00^{\circ}\text{C} \\ C_{p \text{ water}} \text{ pada } 30^{\circ}\text{C} = 0,9987\text{kkal/kg}^{\circ}\text{C} \\ C_{p \text{ water}} \text{ pada } 50^{\circ}\text{C} = 0,9920\text{kkal/kg}^{\circ}\text{C}$$

Menentukan entalpi feed masuk tangki starter ragi (ΔH_{in})

Entalpi $feed$ (ΔH_{in}) dihitung dengan rumus:

$$\Delta T_{\text{in}} = (T - T_{\text{ref}}) \\ = (121 - 25) = 96^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta H_{in} = m \times C_p \times \Delta T_{in}$$

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	ΔH_{in} (kkal)
Aliran 19:				
Dekstrin	59,11	0,3069	35,00	635,03
Maltosa	10.052,93	0,3107	35,00	109.328,14
Glukosa	6.141,42	0,3141	35,00	67.522,84
Xilosa	3.100,76	0,3141	35,00	34.091,78
Air	13.341,50	0,9987	35,00	466.345,30
K ₂ HPO ₄	19,81			
Aliran 21:				
Dekstrin	3,11	0,3069	7,00	6,68
Maltosa	529,10	0,3107	7,00	1.150,82
Xilosa	163,20	0,3141	7,00	358,86
Glukosa	15,20	0,3141	7,00	33,43
Air	702,14	0,9987	7,00	4.908,62
Etanol	155,50	0,5835	7,00	635,14
Gliserol	0,41	0,5687	7,00	1,63
Asam Aetat	0,13	0,4924	7,00	0,46
<i>Yeast</i>	5,27	0,1625	7,00	5,99
Aliran 20:				
<i>Yeast</i>	19,81	0,1625	7,00	22,53
Aliran 23:				
<i>Antifoam</i>	6,95	0,8300	7,00	40,38
Total	34.316,36			685.087,64

Menentukan entalpi panas pembentukan pada $T_{ref}(\Delta H_{25})$

Reaksi Fermentasi I: $C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2 C_2H_5OH + 2 CO_2$

kmol	$C_6H_{12}O_6$	C_2H_5OH	CO_2
mula-mula:	33,78	0,00	0,00
bereaksi:	32,09	64,19	64,19
sisa:	1,69	64,19	64,19

$\Delta H_{reaktan}$

Komponen	kmol	ΔH_f (kkal/kmol)	ΔH_{25} (kkal)
$C_6H_{12}O_6$	32,094	-176.340,82	-5.659.438,39
Total		-176.340,82	-5.659.438,39

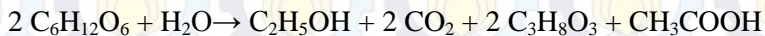
ΔH_{produk}

Komponen	kmol	ΔH_f (kkal/kmol)	ΔH_{25} (kkal)
C_2H_5OH	64,188	-66.347,99	-4.258.711,85
CO_2	64,188	-94.051,15	-6.036.908,15
Total		-160.399,14	-10.295.620,00

$$H_{25} = \Delta H_{produk} - \Delta H_{reaktan}$$

$$= -4.636.181,61 \text{ kkal}$$

Reaksi Fermentasi II:



kmol	$C_6H_{12}O_6$	H_2O	C_2H_5OH	CO_2	$C_3H_8O_3$
mula-mula:	1,69	741,19	0,00	0,00	0,00
bereaksi:	0,08	0,04	0,04	0,08	0,08
sisa:	1,60	741,15	0,04	0,08	0,08

$\Delta H_{\text{reaktan}}$

Komponen	kmol	ΔH_f (kkal/kmol)	ΔH_{25} (kkal)
$C_6H_{12}O_6$	0,084	-176.340,82	-14.893,26
H_2O	0,04	68.315,01	2.884,85
Total		-108.025,81	-12.008,41

ΔH_{produk}

Komponen	kmol	ΔH_f (kkal/kmol)	ΔH_{25} (kkal)
C_2H_5OH	0,04	-66.347,99	-2.801,78
CO_2	0,08	-94.051,15	-7.943,30
$C_3H_8O_3$	0,08	-159.775,33	-13.494,18
CH_3COOH	0,04	-115.774,38	-4.888,99
Total		-435.948,85	-29.128,26

$$H_{25} = \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}$$

$$= -17.119,85 \text{ kkal}$$

Menentukan entalpi panas reaksi pada T_{operasi} (ΔH_{32})

Reaksi Fermentasi I:

$\Delta H_{\text{reaktan}}$

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	$\Delta H_{\text{reaktan}}$ (kkal)
$C_6H_{12}O_6$	5.776,88	0,3141	7,00	12.702,96
Total				12.702,96

ΔH_{produk}

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	ΔH_{produk} (kkal)
C_2H_5OH	2.952,63	0,5835	7,00	12.059,70
CO_2	2.824,25	2,1375	7,00	42.258,36
Total				54.318,06

$$H_{32} = H_{25} + \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}$$

$$= -4.594.566,51 \text{ kkal}$$

Reaksi Fermentasi II:

$\Delta H_{\text{reaktan}}$

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	$\Delta H_{\text{reaktan}}$ (kkal)
C ₆ H ₁₂ O ₆	15,20	0,31	7,00	33,43
H ₂ O	0,76	1,00	7,00	5,31
Total				38,74

ΔH_{produk}

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	ΔH_{produk} (kkal)
C ₂ H ₅ OH	1,94	0,58	7,00	7,93
CO ₂	3,72	2,14	7,00	55,60
C ₃ H ₈ O ₃	7,77	0,57	7,00	30,93
CH ₃ COOH	2,53	0,49	7,00	8,73
Total				103,20

$$\Delta H_{32} = \Delta H_{25} + \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}$$

$$= -17.055,39 \text{ kkal}$$

Menentukan entalpi beer keluar tangki starter ragi (ΔH_{out})

Sedangkan, entalpi *syrup* keluar tangki starter ragi (ΔH_{out})

dihitung dengan rumus:

$$\Delta T_{\text{out}} = (T - 25^{\circ}\text{C})$$

$$= (32 - 25)^{\circ}\text{C} = 25^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta H_{\text{out}} = m \times Cp \times \Delta T_{\text{out}}$$

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	ΔH_{out} (kkal)
Aliran 24:				
Dekstrin	62,22	0,3069	7,00	133,69
Maltosa	10.582,03	0,3107	7,00	23.016,45
Xilosa	3.263,96	0,3141	7,00	7.177,22
Glukosa	304,05	0,3141	7,00	668,58
Air	14.042,88	0,9987	7,00	98.172,36

Etanol	3.110,07	0,5835	7,00	12.702,78
Gliserol	8,18	0,5687	7,00	32,56
Asam Asetat	2,67	0,4924	7,00	9,19
Yeast	105,39	0,1625	7,00	119,87
Antifoam	6,95	0,8300	7,00	40,38
Aliran 25:				
CO ₂	2.827,97	2,14	7,00	42.313,96
Total	34.316,36			184.387,04

Menentukan kebutuhan cooling water untuk tangki starter ragi

Menurut Ulrich (1984), suhu operasi cooling water adalah berkisar antara 30–50°C.

$$T_{cw \text{ in}} = 30^\circ\text{C}$$

$$T_{cw \text{ out}} = 50^\circ\text{C}$$

Kalor cooling water pada suhu 30°C:

$$\begin{aligned} Q_{in} &= m_a \cdot Cp_{30} \cdot \Delta T \\ &= m_a (0,9987)(30-25) \\ &= 4,99m_{CW} \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Sedangkan, kalor cooling water pada suhu 50°C:

$$\begin{aligned} Q_{out} &= m_a \cdot Cp_{50} \cdot \Delta T \\ &= m_a (0,9920)(50-25) \\ &= 24,80m_{CW} \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Sehingga, kalor yang diserap oleh cooling water menjadi:

$$\begin{aligned} Q_{\text{absorbed}} &= Q_{out} - Q_{in} \\ &= 19,81m_{CW} \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Neraca panas total unit tangki starter ragi dihitung dengan rumus:

$$\begin{aligned} \Delta H_{in} &= \Delta H_{out} + \Delta H_{32} + Q_{\text{absorbed}} \\ 685.087,64\text{kkal} &= 184.387,04\text{kkal} - 4.611.621,90 \text{ kkal} \\ &\quad + (19,81m_{CW}) \text{ kkal/kg} \\ 19,81m_{CW} &= 5.112.322,51 \\ m_{CW} &= 258.113,37\text{kg} \end{aligned}$$

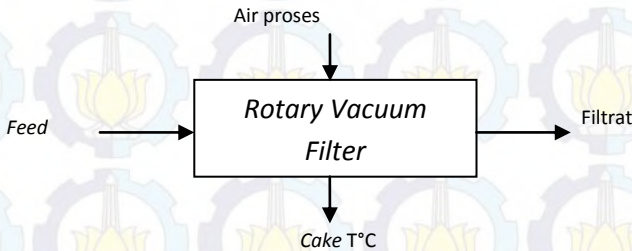
$$Q_{\text{absorbed}} = 19,81 \text{ kkal/kg} \times 3.826.858,69\text{kg} \\ = 5.112.322,51\text{kkal}$$

Neraca panas unit Fermentor menjadi:

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
H_{in}	685.087,64	H_{out}	184.387,04
		ΔH_{32}	-4.611.621,90
		Q_{absorbed}	5.112.322,51
Jumlah	685.087,64	Jumlah	685.087,64

11. ROTARY VACUUM FILTER (H-323)

Rotary Vacuum Filter berfungsi untuk memisahkan sirup gulahasil proses hidrolisis dengan impuritis yang dapat mempengaruhi proses fermentasi sirup gula menjadi etanol.



Diketahui kondisi operasi pada unit *rotary vacuum filter* adalah sebagai berikut:

$$T_{\text{in}} = 50^{\circ}\text{C} \\ T_{\text{out}} = T^{\circ}\text{C} \\ T_{\text{WP in}} = 30^{\circ} \\ T_{\text{WP out}} = T^{\circ}\text{C} \\ C_p \text{ air pada } 30^{\circ}\text{C} = 0,9987 \text{ kkal/kg.}^{\circ}\text{C}$$

Dengan data massa masing-masing komponen dalam *feed* diperoleh dari Apendiks A–Neraca Massa, maka untuk menentukan entalpi *feed* masuk ke reaktor:

$$\Delta T_{\text{in}} = (T - T_{\text{ref}})$$

$$= 50-25= 25^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta H_{in} = m \times C_p \times \Delta T_{in}$$

Sehingga, entalpi panas *feed* masuk RVF adalah sebagai berikut:

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	ΔH _{in} (kkal)
Aliran 24:				
Dekstrin	62,22	0,3069	7,00	133,69
Maltosa	10.582,03	0,3107	7,00	23.016,45
Xilosa	3.263,96	0,3141	7,00	7.177,22
Glukosa	304,05	0,3141	7,00	668,58
Air	14.042,88	0,9987	7,00	98.172,36
C ₂ H ₅ OH	3.110,07	0,5835	7,00	12.702,78
C ₃ H ₈ O ₃	8,18	0,5687	7,00	32,56
CH ₃ COOH	2,67	0,4924	7,00	9,19
<i>Yeast</i>	105,39	0,1625	7,00	119,87
<i>Antifoam</i>	6,95	0,8300	7,00	40,38
Aliran 25:				
Air Pencuci	3.581,15	0,9987	5,00	17.882,47
				159.955,55

Sedangkan entalpi panas filtrat dan *cake* keluar RVF adalah sebagai berikut:

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	ΔH _{out} (kkal)
Aliran 26:				
Dekstrin	62,22	0,3069	T-25	19,10
Maltosa	10.582,03	0,3107	T-25	3.288,06
Xilosa	3.263,96	0,3141	T-25	1.025,32
Glukosa	304,05	0,3141	T-25	95,51
<i>Yeast</i>	105,39	0,1625	T-25	17,12
<i>Antifoam</i>	6,95	0,8300	T-25	5,77

Air	3.698,35	0,9987	T-25	3.693,54
C ₂ H ₅ OH	25,96	0,5835	T-25	15,15
C ₃ H ₈ O ₃	0,07	0,5687	T-25	0,04
CH ₃ COOH	0,02	0,4924	T-25	0,01
Aliran 27:				
Air	13.925,68	0,9987	T-25	13.907,58
C ₂ H ₅ OH	3.084,12	0,5835	T-25	1.799,54
C ₃ H ₈ O ₃	8,11	0,5687	T-25	4,61
CH ₃ COOH	2,64	0,4924	T-25	1,30
Total	35.069,54			23.872,65

Suhu filtrat dan *cake* keluar RVF belum diketahui, sehingga dihitung dengan cara:

$$\begin{aligned} \Delta H_{in} &= \Delta H_{out} \\ 159.955,55 \text{ kkal} &= 23.872,65 \text{ kkal/}^{\circ}\text{C} \times (T-25)^{\circ}\text{C} \\ 6,70 &= (T-25) \\ T &= 31,70^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

Cp air pada 44,21°C dihitung dengan cara interpolasi data nilai Cp air berdasarkan Tabel A.2-5 *Geankoplis (1993)*, sehingga:

$$\begin{aligned} M &= \left(\frac{X_2 - X}{X_2 - X_1} M_2 \right) + \left(\frac{X - X_1}{X_2 - X_1} M_1 \right) \\ &= \left(\frac{40 - X}{40 - 30} 0,9987 \right) + \left(\frac{X - 30}{40 - 30} 0,9987 \right) \\ &= 0,9987 \text{ kkal/kg.}^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

Entalpi *cake* dan filtrat yang sebenarnya menjadi:

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT (°C)	ΔH _{out} (kkal)
Aliran 26:				
Dekstrin	62,22	0,31	6,70	127,97
Maltosa	10.582,03	0,31	6,70	22.031,25

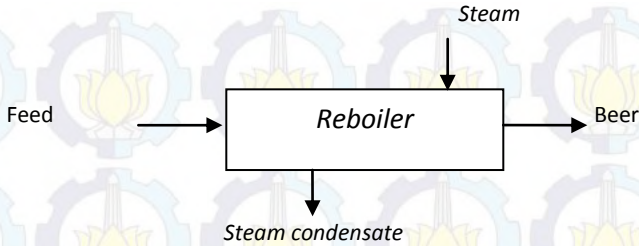
Xilosa	3.263,96	0,31	6,70	6.870,00
Glukosa	304,05	0,31	6,70	639,96
Yeast	105,39	0,16	6,70	114,74
Antifoam	6,95	0,83	6,70	38,66
Air	3.698,35	1,00	6,70	24.748,09
C ₂ H ₅ OH	25,96	0,58	6,70	101,48
C ₃ H ₈ O ₃	0,07	0,57	6,70	0,26
CH ₃ COOH	0,02	0,49	6,70	0,07
Aliran 27:				
Air	13.925,68	1,00	6,70	93.185,89
C ₂ H ₅ OH	3.084,12	0,58	6,70	12.057,56
C ₃ H ₈ O ₃	8,11	0,57	6,70	30,90
CH ₃ COOH	2,64	0,49	6,70	8,73
Total	35.069,54			159.955,55

Neraca Panas untuk unit *Rotary Vacuum Filter* adalah sebagai berikut:

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
H _{in}	159.955,55	H _{out}	159.955,55
Jumlah	159.955,55	Jumlah	159.955,55

12. HEATER (E-411)

Heater digunakan untuk menaikkan suhu beer hingga mencapai *bubble point* nya sebelum diumpangkan ke kolom distilasi I.



Menentukan entalpi air proses (ΔH_{in} , ΔH_{out})

Diketahui, kondisi operasi pada *heater*, yaitu:

$$T_{in} = 30^{\circ}\text{C}$$

$$T_{out} = 100^{\circ}\text{C}$$

$$P_{op} = 1 \text{ atm}$$

Entalpi *feed* masuk *heater* dihitung dengan cara:

$$\Delta T_{in} = (T - 25^{\circ}\text{C})$$

$$= (31,7 - 25)^{\circ}\text{C} = 6,7^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta H_{in} = m \times C_p \times \Delta T_{in}$$

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT ($^{\circ}\text{C}$)	ΔH_{out} (kkal)
Aliran 27:				
Air	13.925,68	0,99870	6,70	93.185,89
C ₂ H ₅ OH	3.084,12	0,58349	6,70	12.057,56
C ₃ H ₈ O ₃	8,11	0,56868	6,70	30,90
CH ₃ COOH	2,64	0,49235	6,70	8,73
Total	17.020,55			105.283,09

Entalpi *beer* keluar *heater* dihitung dengan cara:

$$\Delta T_{out} = (T - 25^{\circ}\text{C})$$

$$= (97,46 - 25)^{\circ}\text{C} = 72,46^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta H_{out} = m \times C_p \times \Delta T_{out}$$

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT ($^{\circ}\text{C}$)	ΔH_{out} (kkal)
Aliran 27:				
Air	13.925,68	0,99870	72,45	1.007.590,01

C ₂ H ₅ OH	3.084,12	0,58349	72,45	130.374,67
C ₃ H ₈ O ₃	8,11	0,56868	72,45	334,16
CH ₃ COOH	2,64	0,49235	72,45	94,34
Total	17.020,55			1.138.393,18

Menentukan kebutuhan steam untuk Heater

Steam yang digunakan adalah *saturated steam*. Menurut Tabel F.1 *Smith–Van Ness (2001)*, diketahui data karakteristik steam dengan T = 148°C dan P = 451,64 kPa adalah sebagai berikut:

T (°C)	P (kPa)	H _L (kJ/kg)	H _V (kJ/kg)	λ (kJ/kg)
148,00	451,01	623,50	2.743,00	2.119,50
		H _L (kcal/kg)	H _V (kcal/kg)	λ (kcal/kg)
		149,02	655,59	506,57

dimana H_L adalah entalpi *steam* jenuh dalam fasa cair, H_V adalah entalpi *steam* jenuh dalam fasa uap, dan λ adalah panas laten *steam* jenuh. Konversi 1 kkal adalah setara dengan 4,184 kJ.

Q_{supply} dan Q_{loss} dihitung dengan rumus berikut:

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{supply}} &= m_s \times \lambda \\
 &= (m_s \times 506,57) \text{ kkal/kg} \\
 Q_{\text{loss}} &= 0,05 \times Q_{\text{supply}} \\
 &= 0,05 \times m_s \times 504,65 \text{ kkal/kg} \\
 &= (25,33 \times m_s) \text{ kkal/kg}
 \end{aligned}$$

Dan neraca panas total (*overall energy balance*) ditulis sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{in}} + Q_{\text{supply}} &= \Delta H_{\text{out}} + Q_{\text{loss}} \\
 105.283.09 \text{ kkal} + (506,57 m_s) \text{ kkal/kg} &= 1.138.393,18 \text{ kkal} + \\
 & \quad (25,33 m_s) \text{ kkal/kg} \\
 481,24 m_s \text{ kkal/kg} &= 1.033.110,09 \\
 m_s &= 2.146,75 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} Q_{\text{supply}} &= m_s \times 506,57 \text{ kkal/kg} \\ &= 2.146,75 \text{ kg} \times 506,57 \text{ kkal/kg} \\ &= 1.087.484,31 \text{ kkal} \end{aligned}$$

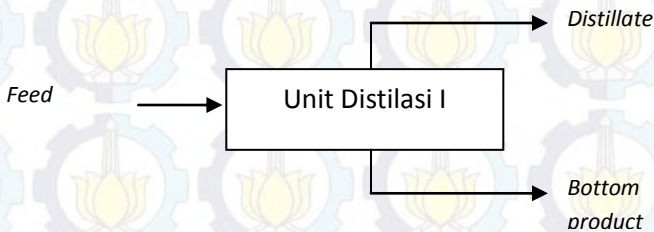
$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= m_s \times 23,53 \text{ kkal/kg} \\ &= 2.146,75 \text{ kg} \times 25,33 \text{ kkal/kg} \\ &= 54.374,22 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Neraca Panas Heater adalah sebagai berikut:

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
ΔH_{in}	105.283,09	ΔH_{out}	1.138.393,18
Q_{supply}	1.087.484,31	Q_{loss}	54.374,22
Jumlah	1.192.767,40	Jumlah	1.192.767,40

13. UNIT DISTILASI I (D-410)

Unit distilasi I berfungsi sebagai *separator* antara etanol dengan *beer* hasil fermentasi, serta meningkatkan kemurnian etanol yang diinginkan.



Menentukan entalpi panas feed pada bubble point(ΔH_F)

Diketahui:

$$T_{\text{bubble}} = 97,45^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25,00^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 72,45$$

Komposisi	Massa (kg)	Cp (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	ΔH (kkal)
H ₂ O	13.925,68	0,3915	72,45	394.986,8
C ₂ H ₅ OH	3.084,12	0,5835	72,45	130.374,67

C ₃ H ₈ O ₃	8,11	2,1375	72,45	1.256,04
CH ₃ COOH	2,64	0,5687	72,45	108,97
Jumlah	17.020,55			526.726,5

Menentukan entalpi panas distillate pada dew point (ΔH_D)

Diketahui:

$$T_{\text{dew}} = 96,35^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25,00^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 71,35$$

Komposisi	Massa (kg)	Cp (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	ΔH (kkal)
H ₂ O	1.253,31	0,3915	71,35	35.011,52
C ₂ H ₅ OH	2.775,70	0,5835	71,35	115.563,76
C ₃ H ₈ O ₃	0,02	2,1375	71,35	2,47
CH ₃ COOH	0,02	0,5687	71,35	0,86
Jumlah	4.029,05			150.578,6

Menentukan entalpi panas bottom product pada bubble point (ΔH_B)

$$T_{\text{bubble}} = 99,76^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25,00^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 74,76$$

Komposisi	Massa (kg)	Cp (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	ΔH (kkal)
H ₂ O	12.672,37	0,3915	74,76	370.922,0
C ₂ H ₅ OH	308,41	0,5835	74,76	13.454,01
C ₃ H ₈ O ₃	8,09	2,1375	74,76	1.293,58
CH ₃ COOH	2,62	0,5687	74,76	111,55
Jumlah	12.991,50			385.781,1

Menentukan kebutuhan cooling water condenser dan steam reboiler pada unit distilasi I

Menurut Seader & Henley (2006), jenis kondensator yang digunakan untuk unit distilasi yang beroperasi pada $P < 215$ psia (1,48 MPa) adalah *total condenser*, yang dihitung dengan cara:

$$Q_C = D(R + 1)\Delta H_V$$

Berdasarkan Apendiks A – Neraca Massa, diketahui:

Flow rate distillate (D) = 1.929,82 kmol/hari

Reflux ratio + 1(R+1) = 4,99 = 387,10 kmol

Untuk menentukan nilai panas penguapan molar rata-rata dari dua komponen yang dipisahkan (ΔH_V):

$$\begin{aligned} \Delta H_V &= \frac{\Delta H_{V_{\text{Etanol}}} + \Delta H_{V_{\text{Air}}}}{2} \\ &= \frac{38.600,00 \text{ kJ/kmol} + 40.660 \text{ kJ/kmol}}{2} \\ &= 39.630 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{C \text{ total}} &= D(R + 1)\Delta H_V \\ &= 129,97 \text{ kmol} \times 4,97 \times 39.630 \text{ kJ/kmol} \\ &= 25.582.810 \text{ kJ} \\ &= 6.114.438 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Kebutuhan *cooling water* untuk kondensator pada kolom distilasi I adalah sebagai berikut:

$$C_{p_{\text{Air}}} = 75,35 \text{ kJ/kmol} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{out}} = 50,00$$

$$T_{\text{in}} = 30,00$$

$$\begin{aligned} m_{\text{cw}} &= \frac{Q_C}{C_{p_{\text{H}_2\text{O}}} (T_{\text{out}} - T_{\text{in}})} \\ &= \frac{25.582.810 \text{ kJ}}{75,35 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} (50 - 30)^\circ\text{C}} \\ &= 16.975.99 \text{ kg} \end{aligned}$$

Karena feed berada pada kondisi *bubble point* dan kondensator yang digunakan adalah *total condenser*, maka jenis

reboiler yang digunakan *total reboiler*, yang nilainya setara dengan total *condenser* ($Q_R = Q_C$).

$$\begin{aligned} Q_{R\text{ total}} &= 25.582.810 \text{ kJ} \\ &= 6.114.438 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Kebutuhan *steam* reboiler pada kolom distilasi I adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} M_s &= 18 \text{ kg/kmol} \\ \Delta H_{V\text{Steam}} &= \Delta H_{V\text{Air}} = 40.660 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} m_s &= \frac{M_s Q_R}{\Delta H_{V_s}} \\ &= \frac{18 \text{ kg/kmol} \times 25.582.810 \text{ kJ}}{40.660 \text{ kJ/kmol}} \\ &= 11.325,40 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Overall energy balance: } Fh_F + Q_R &= Dh_D + Bh_B + Q_C + Q_{\text{loss}} \\ 526.726,45 \text{ kkal} + 6.114.438 \text{ kkal} &= 150.578,61 \text{ kkal} + 385.782,46 \\ &\quad \text{kkal} + 6.114.438 \text{ kkal} + Q_{\text{loss}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 6.641.165 - 6.650.799 \\ &= -9.635 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \% Q_{\text{loss}} &= \frac{Q_{\text{loss}}}{Q_R} \\ &= \frac{-9.635}{6.114.438} \text{ kkal} \times 100\% \\ &= -0,04\% = 0,04\% \text{ (tidak melebihi standar } Q_{\text{loss}} \text{ yaitu 5-10\% } Q_{\text{supply}}) \end{aligned}$$

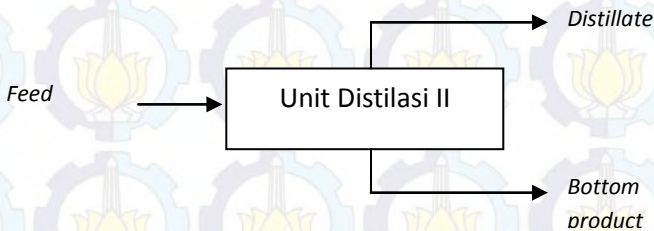
Neraca Panas Kolom Distilasi I menjadi:

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
ΔH_F	526.740,99	ΔH_D	150.578,61
Q_R	6.114.589,65	ΔH_B	385.781,15

		Q_C	6.114.589,65
		Q_{loss}	-9.618,77
Jumlah	6.641.330,64	Jumlah	6.641.330,64

14. KOLOM DISTILASI II (D-420)

Kolom distilasi II berfungsi sebagai tempat memurnikan etanol dari unit distilasi I, sehingga diperoleh etanol dengan kemurnian tinggi (sekitar 99,8%)



Menentukan entalpi panas feed pada bubble point (ΔH_F)

Diketahui:

$$T_{bubble} = 87,57^\circ\text{C}$$

$$T_{ref} = 25,00^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 62,57$$

Komposisi	Massa (kg)	Cp (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	ΔH (kkal)
H ₂ O	1.253,31	0,3915	62,57	30.699,0
C ₂ H ₅ OH	2.775,70	0,58	62,57	101.329,24
C ₃ H ₈ O ₃	0,02	0,57	62,57	0,58
CH ₃ COOH	0,02	0,49	62,57	0,65
Jumlah	4.029,05			132.029,5

Menentukan entalpi panas distillate pada dew point (ΔH_D)

Diketahui:

$$T_{dew} = 79,73^\circ\text{C}$$

$$T_{ref} = 25,00^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 54,73$$

Komposisi	Massa (kg)	Cp (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	ΔH (kkal)
H ₂ O	37,60	0,3915	54,73	805,68
C ₂ H ₅ OH	2.664,68	0,58	54,73	85.098,87
C ₃ H ₈ O ₃	0,00	0,57	54,73	0,00
CH ₃ COOH	0,00	0,49	54,73	0,00
Jumlah	2.702,27			85.904,6

Menentukan entalpi panas bottom product pada bubble point (ΔH_B)

$$T_{\text{bubble}} = 98,91^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25,00^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T = 73,91$$

Komposisi	Massa (kg)	Cp (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	ΔH (kkal)
H ₂ O	1.215,71	0,3915	73,91	35.179,7
C ₂ H ₅ OH	111,03	0,58	73,91	4.788,41
C ₃ H ₈ O ₃	0,02	0,57	73,91	0,68
CH ₃ COOH	0,02	0,49	73,91	0,76
Jumlah	1.326,78			39.969,6

Menentukan kebutuhan cooling water condenser dan steam reboiler pada kolom distilasi II

Menurut Seader & Henley (2006), jenis kondensor yang digunakan untuk unit distilasi yang beroperasi pada P < 215 psia (1,48 MPa) adalah *total condenser*, yang dihitung dengan cara:

$$Q_c = D(R+1)\Delta H_v$$

Berdasarkan Apendiks A – Neraca Massa, diketahui:

$$\text{Flow rate distillate (D)} = 889,73 \text{ kmol/hari}$$

$$\text{Reflux ratio} + 1(R+1) = 2,67 = 333,3 \text{ kmol}$$

Untuk menentukan nilai panas penguapan molar rata-rata dari dua komponen yang dipisahkan (ΔH_v):

$$\Delta H_v = \frac{\Delta H_{v \text{ Etanol}} + \Delta H_{v \text{ Air}}}{2}$$

$$= \frac{38.600,00 \text{ kJ/kmol} + 40.660 \text{ kJ/kmol}}{2}$$

$$= 39.630 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{C \text{ total}} = D(R + 1)\Delta H_V$$

$$= 60,02 \text{ kmol} \times 2,67 \times 39.630 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 3.247.272 \text{ kJ}$$

$$= 776.117 \text{ kkal}$$

Kebutuhan *cooling water* untuk kondensor pada unit distilasi I adalah sebagai berikut:

$$C_{p \text{ Air}} = 75,35 \text{ kJ/kmol} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{out}} = 50,00$$

$$T_{\text{in}} = 30,00$$

$$m_{\text{cw}} = \frac{Q_C}{C_{p \text{ H}_2\text{O}}(T_{\text{out}} - T_{\text{in}})}$$

$$= \frac{3.247.272 \text{ kJ}}{75,35 \text{ kJ/kmol} \cdot ^\circ\text{C}(50 - 30)^\circ\text{C}}$$

$$= 2.154,79 \text{ kg}$$

Karena feed berada pada kondisi *bubble point* dan kondensor yang digunakan adalah *total condenser*, maka jenis reboiler yang digunakan *total reboiler*, yang nilainya setara dengan *total condenser* ($Q_R = Q_C$).

$$Q_{R \text{ total}} = 3.247.272 \text{ kJ}$$

$$= 776.117 \text{ kkal}$$

Kebutuhan *steam* reboiler pada unit distilasi I adalah sebagai berikut:

$$M_s = 18 \text{ kg/kmol}$$

$$\Delta H_{V \text{ Steam}} = \Delta H_{V \text{ Air}} = 40.660 \text{ kJ/kmol}$$

$$m_s = \frac{M_s Q_R}{\Delta H_{V_s}}$$

$$= \frac{18 \text{ kg/kmol} \times 3.247.272 \text{ kJ}}{40.660 \text{ kJ/kmol}}$$

$$= 21.376,31 \text{ kg}$$

Overall energy balance: $Fh_F + Q_R = Dh_D + Bh_B + Q_C + Q_{\text{loss}}$

$$132.029,46 \text{ kkal} + 777.680,29 \text{ kkal} = 85.906,13 \text{ kkal} + 39.969,56 \text{ kkal} + 777.680,29 \text{ kkal} + Q_{\text{loss}}$$

$$Q_{\text{loss}} = 908.146 - 901.991$$

$$= 6.155 \text{ kkal}$$

$$\% Q_{\text{loss}} = \frac{Q_{\text{loss}}}{Q_R}$$

$$= \frac{6.155}{776.116,72} \text{ kkal} \times 100\%$$

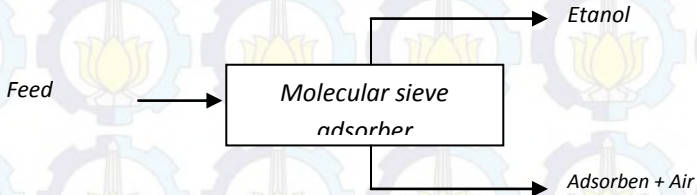
$$= 0,68\% \text{ (tidak melebihi standar } Q_{\text{loss}} \text{ yaitu } 5\text{-}10\% Q_{\text{supply}})$$

Neraca Panas Unit Distilasi II menjadi:

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
ΔH_F	132.029,46	ΔH_D	85.904,56
Q_R	776.116,72	ΔH_B	39.969,56
		Q_C	776.116,72
		Q_{loss}	6.155,34
Jumlah	908.146,18	Jumlah	908.146,18

15. MOLECULAR SIEVE ADSORBER(A-510)

Molecular sieve adsorber berfungsi sebagai tempat berlangsungnya proses dehidrasi etanol hingga kemurnian 99,8% dengan prinsip adsorpsi.



Entalpi *feed* masuk adsorber dihitung dengan cara:

$$\begin{aligned} \Delta T_{in} &= (T-25^{\circ}\text{C}) \\ &= (50-25)^{\circ}\text{C} = 25^{\circ}\text{C} \\ \Delta H_{in} &= m \times C_p \times \Delta T_{in} \end{aligned}$$

Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT ($^{\circ}\text{C}$)	ΔH_{in} (kkal)
Aliran 28:				
H ₂ O	37,60	0,3915	25,00	368,01
C ₂ H ₅ OH	2.664,68	0,5835	25,00	38.870,00
C ₃ H ₈ O ₃	0,00	0,5687	25,00	0,00
CH ₃ COOH	0,00	0,4924	25,00	0,00
Total	2.702,27			39.238,01

Entalpi etanol dan adsorben jenuhkeluar adsorber dihitung dengan cara:

$$\begin{aligned} \Delta T_{out} &= (T-25^{\circ}\text{C}) \\ &= (50-25)^{\circ}\text{C} = 25^{\circ}\text{C} \\ \Delta H_{out} &= m \times C_p \times \Delta T_{out} \end{aligned}$$

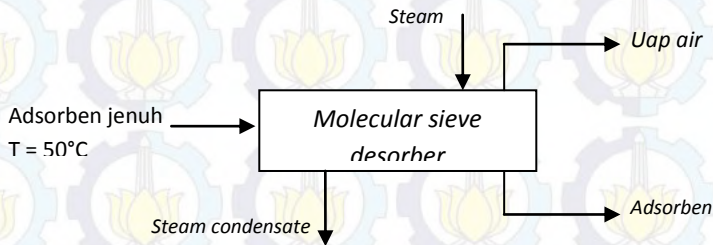
Komposisi	Massa (kg)	Cp	ΔT ($^{\circ}\text{C}$)	ΔH_{out} (kkal)
Aliran 30:				
H ₂ O	2,09	0,3915	25,00	20,45
C ₂ H ₅ OH	2.664,68	0,5835	25,00	38.870,00
C ₃ H ₈ O ₃	0,00	0,5687	25,00	0,00
CH ₃ COOH	0,00	0,4924	25,00	0,00
Aliran 32:				

H ₂ O	35,51	0,3915	25,00	347,55
Total	2.702,27			39.238,01

Neraca Panas Adsorber

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
ΔH_{in}	39.238,01	ΔH_{out}	39.238,01
Jumlah	39.238,01	Jumlah	39.238,01

Pada proses regenerasi secara *thermal swing adsorption*, adsorben jenuh dikontakkan secara tidak langsung dengan *steam* sehingga air yang terkandung dalam adsorben akan menguap dan adsorben dapat digunakan kembali dalam proses dehidrasi etanol.



Berdasarkan Apendiks A – Neraca Massa, diketahui:

Komponen	mol (kmol)	BM	Massa (kg)	X_F (mol)	X_F (massa)
<i>Feed:</i>					
H ₂ O	36,09	18	528,12	1,0000	0,984
Zeolite			0,5804		0,016
Total	29,34		536,73	1,0000	0,9840

Komponen	mol (kmol)	BM	Massa (kg)	X_S (mol)	X_S (massa)
<i>Solid:</i>					
Zeolite			8,60		1,00
Total	0,00		8,60	0,0000	1,0000

Komponen	mol (kmol)	BM	Massa (kg)	X_V (mol)	X_V (massa)
----------	------------	----	------------	-------------	---------------

<i>Vapor:</i>					
H_2O	29,34	18	528,12	1,00	1,00
Total	29,34		528,12	1,0000	1,0000

H_2O yang terdehidrasi:

Jumlah mol (kmol) = 1,97 kmol

Massa (m) = 35,51 kg

Fraksi mol sebagai *feed* (X_F) = 0,03

Adsorben:

Massa (m_a) = 0,5804 kg

Overall mass balance: $FX_F = SX_S + VX_V$

Flow rate *Feed* (F) = 35,51 + 0,58 = 36,09 kg/hari

Flow rate adsorben (S) = 0,58 kg/hari

Flow rate uap air (V) = F - S

= 36,09 - 0,58

= 35,51 kg/hari

Kapasitas panas air (C_{Pf}) = 4,14 kJ/kg.K (Geankoplis, 1993)

= 0,99 kkal/kg.K

Suhu air menguap (T_1) = 373,15 K = 100,00°C

Panas penguapan air (H_v) = panas laten (λ) H_2O pada 1 atm

= 2.257,00 kJ/kg.K

= 539,44 kkal/kg.K

Panas penguapan *steam* (U) = 2.556,80 kJ/kg (Geankoplis, 1993)

= 611,09 kkal/K

Suhu *steam* yang digunakan (T_s) = 421,15 K = 148,00°C

Panas laten (λ) *steam* = 2.743,00 kJ/kg.K (Geankoplis, 1993)

= 655,59 kkal/kg.K

$$\begin{aligned}\Delta T &= T_S - T_1 \\ &= 421,15 - 373,15 = 48,00 \text{ K}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Entalpi panas feed (H}_F) &= C_{Pf} (T_S - T_1) \\ &= 198,72 \text{ kJ/kg} \\ &= 47,50 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Overall energy balance: } Fh_F \Delta T + S\lambda_S &= L(0) + V\lambda_{H_2O} \\ (36,09 \text{ kg} \times 47,50 \text{ kkal/kg}) + (655,59 \text{ kkal/kg.K})S &= (0,58 \text{ kg} \times 0) + \\ &= (35,51 \text{ kg} \times \\ &= 539,44 \text{ kkal/kg.K})\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}655,59S \text{ kkal/kg.K} &= 17.441,13/K \\ S &= 26,60 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

Panas yang disuplai *steam*:

$$\begin{aligned}q &= S\lambda \\ &= 26,60 \text{ kg} \times 2.743 \text{ kJ/kg.K} \\ &= 72.973,68 \text{ kJ/K} \\ &= 17.441,13 \text{ kkal/K}\end{aligned}$$

Luas area untuk transfer panas:

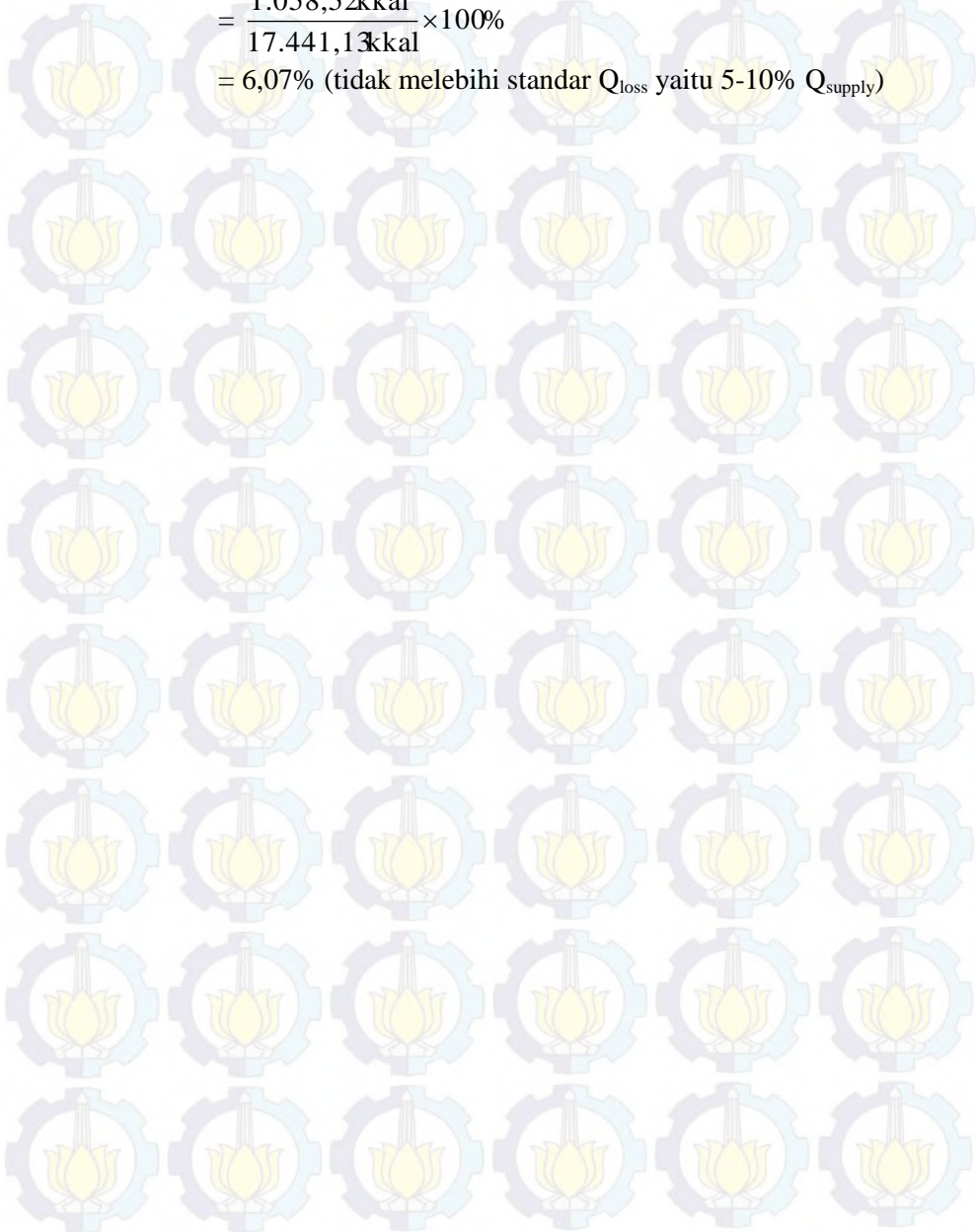
$$\begin{aligned}q &= UA\Delta T \\ &= 72.973,68 \text{ kJ/K} (48 \text{ K}) A \\ A &= 0,5946 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Neraca Panas Desorber

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi (kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
ΔH_{in}	655,59	ΔH_{out}	19.155,24
Q_{supply}	17.441,13		
Jumlah	18.096,72	Jumlah	19.155,24

$$Q_{loss} = \frac{(Q_{out} - Q_{in})}{Q_{Supply}} \times 100\%$$

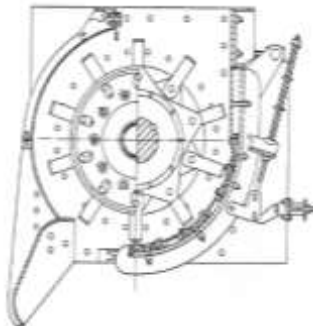
$$\begin{aligned} &= \frac{1.058,52\text{kcal}}{17.441,13\text{kcal}} \times 100\% \\ &= 6,07\% \text{ (tidak melebihi standar } Q_{\text{loss}} \text{ yaitu } 5\text{-}10\% Q_{\text{supply}}) \end{aligned}$$



APENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

14. HAMMER MILL (E-110)

Menurut *Sánchez & Cardona (2007)*, *hammer mill* merupakan salah satu metode *pretreatment* bahan baku secara fisika, di mana bahan baku digiling untuk mereduksi kristalinitas selulosa, sehingga memudahkan akses enzim *cellulase* terhadap permukaan biomassa meningkatkan konversi selulosa. Ukuran partikel akhir bahan baku adalah sekitar 3-6 mm.



Gambar 1. *Hammer mill*

Unit *Hammer Mill* yang digunakan adalah Unigrator, dengan spesifikasi alat mengacu pada *Hugot (1978)* dan *Ulrich (1984)*.

Diketahui:

Feed

Kapasitas produksi bioetanol

= 800 ton/tahun

= 2.667 kg/hari

Waktu operasi pabrik

= 300 hari

Bahan baku yang digunakan

= 515.150 kg/hari

= 5,9624 kg/s

Spesifikasi alat

Kapasitas giling maksimum

= 400 kg/s (*Ulrich, 1984*)

Jumlah unigrator yang digunakan

= 1 unit

Kecepatan putar unigrator

= 1.200 rpm (*Hugot, 1978*)

Index preparation

= 91

Jumlah daya listrik yang digunakan

= 45 kW (*Hugot, 1978*)

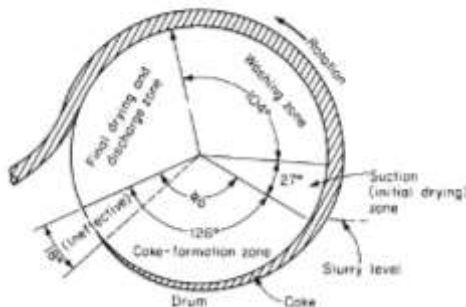
Bahan kosntruksi Unigrator	= <i>silicon-manganese steel</i>
Jumlah hammer	= 188 unit (<i>Hugot, 1978</i>)
Massa unit	= 17 kg
Densitas <i>bulk</i> (ρ_B) setelah digiling	= 400 kg/m ³ (<i>Hugot, 1978</i>)
Konversi bahan yang terekstraksi	= 97,48% (<i>Hugot, 1978</i>)

Sehingga, spesifikasi alat Unigrator yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Kapasitas giling maksimum	= 400 kg/s
Jumlah unigrator yang digunakan	= 1 unit
Kecepatan putar unigrator	= 1.200 rpm
<i>Index preparation</i>	= 91
Jumlah daya listrik yang digunakan	= 45 kW
Bahan kosntruksi Unigrator	= <i>silicon-manganese steel</i>
Jumlah hammer	= 188 unit
Massa unit	= 17 kg
Densitas <i>bulk</i> (ρ_B) setelah digiling	= 400 kg/m ³
Konversi bahan yang terekstraksi	= 97,48%

15. ROTARY VACUUM FILTER (H-223)

Rotary Vacuum Filter merupakan salah satu jenis *solid separator*, yang berfungsi sebagai pemisah antara sirup gula hasil proses hidrolisis bahan baku dengan endapan padat dan impuritis lainnya, sehingga proses fermentasi sirup gula menjadi etanol dapat berlangsung sempurna. Spesifikasi alat dan desain *rotary vacuum filter* mengacu pada *Chohey (2003)*.



Gambar 2. Penampang dari *rotary vacuum filter*

Diketahui:

Komposisi Feed, Cake, dan Filtrat

Tekanan (P)	= 1 atm
Temperatur (T)	= 50°C
Massa _{cake}	= 144.337,36 kg/hari = 6.014,06 kg/jam
Massa _{filtrat}	= 512.249,93 kg/hari = 21.343,75 kg/jam
Massa _{feed}	= 661.048,03 kg/hari = 27.543,67 kg/jam
Densitas filtrat (ρ_f)	= 988,07 kg/m ³
Viskositas (μ_f)	= 0,5494 cp = 0,0005494 Pa·s

(Densitas dan viskositas filtrat dapat diasumsikan sebagai densitas dan viskositas air pada suhu 50°C)

Spesifikasi alat

Rate pembentukan cake	= 0,0013 m/menit – 0,0013 m/s
Submergence filter drum	= 25–75% (umumnya 40%)
(Submergence adalah bagian dari luas area drum filter yang tercelup feed)	
Kecepatan putar drum	= 0,1–3,0 rpm
t _{filtrasi}	= 5 detik – 7,5 menit
Diameter drum (D _{drum})	= 6–12 ft = 1,83–3,66 m
h _{hidrostatik}	= 5,7 ft
(untuk submergence 40% dan diameter drum 12 ft)	
h _{efisien}	= 7 ft (2,13 m)
Pressure drop (ΔP)	= 3 mmHg (0,4 kPa)

Dalam mendesain rotary vacuum filter, dilakukan beberapa tahap perhitungan, yaitu:

Penentuan jumlah siklus minimum

Menentukan jumlah siklus minimum yang dibutuhkan untuk pembentukan cake setebal 0,25 in (0,0064 m). Diasumsikan konsentrasi cake adalah 7,5 kali lebih besar dari ketebalan cake, sehingga massa cake menjadi:

$$\begin{aligned}
 w_c &= c \times L \\
 &= 7,2 \times 0,25 \text{ in} \\
 &= 1,8 \text{ lb}_m/\text{ft}^2
 \end{aligned}$$

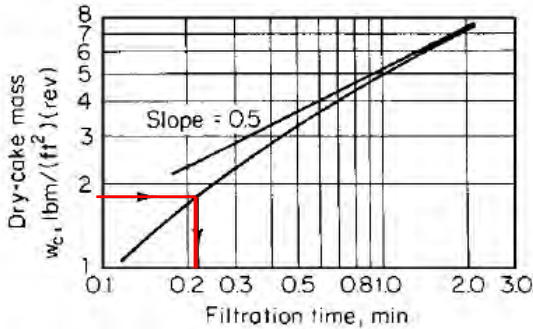


FIGURE 14.10 Dry-cake mass as a function of filtration time (Example 14.6). [Note: $1 \text{ lb}_m/(\text{ft}^2)(r) = 4.88 \text{ kg}/(\text{m}^2)(r)$.]

Dari *Figure 14.10*, diketahui waktu filtrasi untuk massa *dry cake* (w_c) $1,8 \text{ lb}_m/\text{ft}^2.r$ adalah 0,22 menit, sehingga *rate* filtrasi adalah: $\frac{1,8 \text{ lb}_m/\text{ft}^2}{0,22 \text{ menit}} \times 60 \text{ menit} = 490,91 \text{ lb}_m/\text{jam}$ per ft^2 permukaan

drum atau setara dengan $2,395,64 \text{ kg}/\text{jam}$ per m^2 permukaan drum.

Dengan *submergence* efektif 40%, siklus minimum yang dibutuhkan untuk pembentukan cake adalah $0,22 \text{ menit}/0,4 = 0,55 \text{ menit}/\text{putaran}$, yang setara dengan 1,03 rpm.

Berdasarkan Gambar 2., waktu *suction* minimum terjadi pada bagian drum 27° (7,5%). Sehingga, waktu pengeringan (t_d) adalah: $0,075(2,5 \text{ menit}/\text{putaran}) = 0,04 \text{ menit}$, dan faktor korelasi: $(t_d/w_c) = 0,04 \text{ menit}/1,8 \text{ lb}_m/\text{ft}^2 = 0,023 \text{ menit} \cdot \text{ft}^2/\text{lb}_m$.

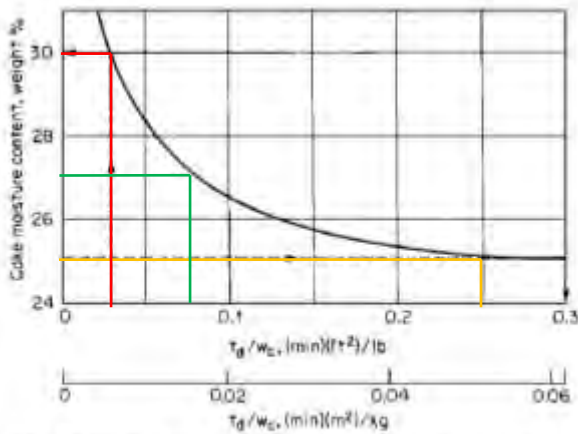


FIGURE 14.13 Correlating factors for cake moisture content and air rate (Example 14.6).

Dari *Figure 14.13*, diketahui bagian *cake* yang terkena air namun tidak dicuci (D/u) akan memiliki kadar air sebesar 30%. Kemudian, dengan rasio pencucian 1,5 (atau setara dengan 3:2), cairan pada *cake* (D/u) adalah setara dengan: $\frac{30}{70} \times 1,8 \text{ lb}_m / \text{ft}^2 = 0,77 \text{ lb}_m / \text{ft}^2 \cdot \text{r}$, dan volume cucian (v_w) menjadi: $1,5 \times 0,77 \text{ lb}_m / \text{ft}^2 = 1,157 \text{ lb}_m / \text{ft}^2 \cdot \text{r}$; atau, pada $8,33 \text{ lb}_m / \text{ft}^3$, setara dengan $0,14 \text{ gal} / \text{ft}^2 \cdot \text{r}$. Untuk menghitung waktu pencucian, $w_c v_w = 1,8 \text{ lb}_m / \text{ft}^2 \times 0,14 \text{ gal} / \text{ft}^2 \cdot \text{r} = 0,250 \text{ lb}_m \cdot \text{gal} / \text{ft}^4 \cdot \text{r}$.

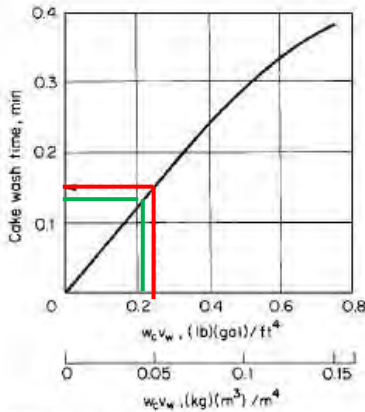


FIGURE 14.12 Cake-wash time correlation with mass of dry solids w_c and volume of wash v_w per unit of area (Example 14.6).

Dari *Figure 14.12*, waktu pencucian yang dibutuhkan untuk $w_c v_w$ $0,176 \text{ lb}_m \cdot \text{gal}/\text{ft}^4 \cdot \text{r}$ adalah 0,15 menit. Hal ini mengarah pada bagian lengkungan filter: $0,15 \text{ menit}/0,55 \text{ menit}/\text{putaran} = 0,273$, yang setara dengan 27,3% bagian keliling lingkaran. Karena nilai tersebut tidak melebihi 29% bagian keliling lingkaran yang akan digunakan, pencucian tidak akan mengalami masalah.

Dengan asumsi kadar air akhir yang diinginkan adalah 25%, faktor korelasi yang diperoleh dari Grafik 2. di atas adalah $t_d/w_c = 0,25 \text{ menit} \cdot \text{m}^2/\text{kg}$. Untuk $w_c = 1,8$, $t_d = (0,25)/(1,8) = 0,45 \text{ menit}$, maka $t_d/\text{siklus minimum} = 0,45/0,55 = 0,82$.

Sebagai perkiraan pertama, perlu diperhatikan bahwa 25% bagian *arc* drum filter diperlukan untuk keluaran (*discharge*) dan pencelupan kembali (*resubmergence*), maka bagian *arc* drum maksimum untuk pencucian dan pengeringan akhir dinyatakan dengan:

$$= 75\% - (\text{arc tempat pembentukan cake})\% - (\text{arc penghisap solid})\% \\ = 75 - 40 - 7,5 = 27,5\%.$$

Dengan menggunakan waktu pencucian dan pengeringan yang telah dihitung ($t_{cw} + t_d$) $= 0,15 + 0,45 = 0,60 \text{ menit}$, kemudian $0,60/0,275 = 2,18 \text{ menit}/\text{putaran}$ dan *arc* pencucian adalah: $0,15/2,18 = 0,069$, yang mana setara dengan 6,9% atau $24,75^\circ$.

Dilakukan penghitungan ulang untuk menentukan hasil perhitungan waktu pencucian dan pengeringan akhir yang sebenarnya. Waktu pengeringan mula-mula adalah: $((t_{cw} + t_d) \% \text{ arc max})(\% \text{ arc min}) = 2,18 \times 0,075 = 0,16$ menit. Dengan massa cake w_c $1,80 \text{ lb}_m/\text{ft}^2$, maka $t_d/w_c = 0,16 \text{ menit}/1,80 \text{ lb}_m/\text{ft}^2 = 0,091$. Diketahui dari Figure 14.13, nilai $\% \text{ moisture content liquor cake}$

(D/u) adalah 0,27, sehingga nilai (D/u) adalah: $= \frac{\% (D/u)}{(1 - \% (D/u))} \times w_c$
 $= \frac{0,27}{(1 - 0,27)} \times 1,80 = 0,67 \text{ lb}_m/\text{ft}^2$. Volume cucian (v_w) adalah: $1,5(0,67 \text{ lb}_m/\text{ft}^2) = 1,00 \text{ lb}_m/\text{ft}^2 = 0,12 \text{ gal}/\text{ft}^2 \cdot r$.

Untuk menghitung waktu pencucian, $w_c v_w = 1,8 \text{ lb}_m/\text{ft}^2 \times 0,12 \text{ gal}/\text{ft}^2 \cdot r = 0,216 \text{ lb}_m \cdot \text{gal}/\text{ft}^4 \cdot r$. Sehingga berdasarkan Figure 14.12, diperoleh waktu pencucian cake (t_{cw}) adalah = 0,125 menit.

Untuk menentukan siklus filtrasi, waktu siklus (t_{siklus}) dihitung dengan cara: $= (t_d^0 + t_d) \% \text{ washing arc} = (0,16 + 0,45)/0,069 = 2,23 \text{ menit}/\text{putaran}$, atau setara dengan 0,68 rpm. Dan $\% \text{ submergence}$ efektif = $t_{s \text{ min}}/t_s = 0,22/2,23 = 0,099 = 10\%$. Nilai ini lebih rendah daripada nilai $\% \text{ submergence}$ efektif yang diasumsikan pada awal perhitungan.

Dari seluruh rangkaian operasi, maka waktu operasi yang dibutuhkan adalah sebagai berikut:

Operasi	Waktu (menit)
<i>Cake forming</i>	0,22
<i>Initial dry</i>	0,16
<i>Wash</i>	0,13
<i>Final dry</i>	0,45
<i>Discharge + resubmergence</i>	1,27
Total	2,23

Dengan nilai waktu operasi untuk proses *discharge* dan *resubmergence* $= t_s - (t_c + t_d^0 + t_{cw} + t_d) = 2,23 - (0,22 + 0,16 + 0,13 + 0,45) = 1,27$ menit.

Kemudian menghitung ketebalan cake dan *rate* filtrasi yang sebenarnya, dengan menentukan nilai $L = w_c/7,2 = 1,8 \text{ lb}_m/\text{ft}^2/7,2 =$

0,25 in. Dan *rate* filtrasi diketahui dengan cara: $(10\% \times 490,91 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2) = 48,40 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$. Dengan asumsi *scale-up* yang dipilih adalah 0,8, maka *rate* filtrasi setelah *scale-up* menjadi $= 0,8 \times 48,40 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2 = 38,72 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$.

Efisiensi perolehan kembali solut pada proses filtrasi dengan RVF dilakukan dalam beberapa tahap. Dengan rasio pencucian cake adalah 1,5, fraksi cake yang tersisa adalah 0,145, yang kemudian dibulatkan menjadi 0,2.

Diketahui, jumlah solut dalam filtrat adalah 0,01, solid dalam feed adalah 0,22, dan solut dalam cake yang tidak tercuci adalah 0,27. Sehingga, massa solid dalam feed adalah: $(22/78)0,01 = 0,0028 \text{ lb}_m/\text{lb}_m \text{ feed}$. Sedangkan massa solut dalam cake yang tidak tercuci adalah $(27/73)0,01 = 0,0037 \text{ lb}_m/\text{lb}_m \text{ cake}$. Dan massa solut dalam cake yang dicuci adalah: $0,20(0,0037 \text{ lb}_m/\text{lb}_m \text{ cake}) = 0,00074 \text{ lb}_m/\text{lb}_m \text{ cake}$. Nilai % *recovery* fraksional adalah:

$$= \frac{\text{massa solid dalam feed} - \text{massa solut dalam cake tak tercuci}}{\text{massa solid dalam feed}}$$

$$= \frac{0,0027 - 0,00074}{0,0027}$$

$$= 0,73773$$

$$= 73,77\%$$

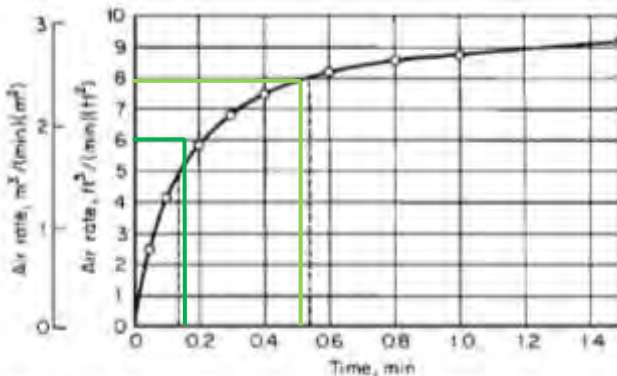


FIGURE 14.14 Air rate as a function of time (Example 14.6)

Rate aliran udara yang digunakan untuk mengeringkan cake dilakukan dengan menggunakan grafik pada *Figure 14.14*. Diketahui *rate* udara rata-rata untuk t_d^0 0,16 menit adalah $5,20 \text{ ft}^3/\text{menit.ft}^2$. Sedangkan *rate* udara rata-rata untuk t_d 0,45 menit adalah $8,00 \text{ ft}^3/\text{menit.ft}^2$. Sehingga, total *rate* udara yang digunakan adalah: $(0,16 \times 5,20 \text{ ft}^3/\text{menit.ft}^2) + (0,45 \times 8,00 \text{ ft}^3/\text{menit.ft}^2) = 4,45 \text{ ft}^3/\text{menit.ft}^2$. Dengan waktu siklus (t_s) 2,23 menit, maka *rate* udara yang digunakan menjadi $= 4,45 \text{ ft}^3/\text{menit.ft}^2 / 2,23 \text{ menit} = 1,99 \text{ ft}^3/\text{ft}^2$.

Sehingga, spesifikasi alat *Rotary Vacuum Filter* yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Rate pembentukan *cake* = $0,0013 \text{ m/menit} - 0,0013 \text{ m/s}$

Submergence filter drum = 40%

Kecepatan putar drum = 1,03 rpm

t_{siklus} = 2,23 menit

Diameter drum (D_{drum}) = 12 ft = 3,66 m

$h_{\text{hidrostatik}}$ = 5,7 ft = 1,74 m

h_{efisien} = 7 ft = 2,13 m

Pressure drop (ΔP) = 3 mmHg (0,4 kPa)

Rate udara untuk proses = $1,99 \text{ ft}^3/\text{ft}^2$

Tebal *cake* terbentuk = 0,25 in

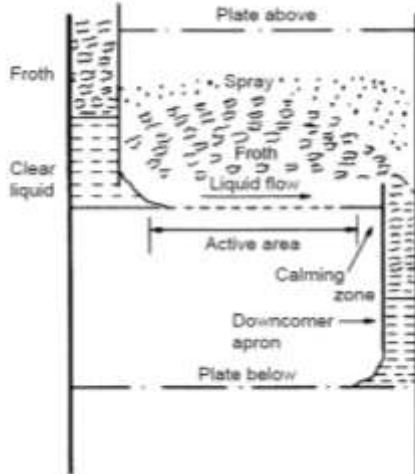
Rate filtrasi *scale-up* = $38,72 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$

% *recovery* fraksional = 73,77%

16. KOLOM DISTILASI I (D-410)

Kolom distilasi I berfungsi sebagai pemisah antara etanol dengan *beer/wine* hasil fermentasi, sekaligus meningkatkan kemurnian etanol. Proses distilasi Pada proses pemurnian etanol dari fermentasi limbah kulit pisang, kemurnian etanol mencapai 96% (*Velásquez-Arredondo et al., 2010*). Spesifikasi alat dan desain kolom distilasi mengacu pada *Chopey (2003)*.

Berdasarkan Apendiks A–Neraca Massa, diketahui jumlah *tray* yang digunakan adalah 9 *stage*.



Diketahui ukuran *tray spacing* untuk tekanan operasi kolom distilasi (P) atmosferik adalah 18 in., atau setara dengan 0,457 m.

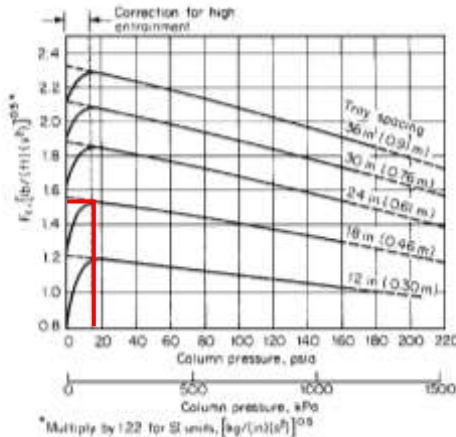


FIGURE 8.6 F factor as a function of column pressure and tray spacing.

Dari *Figure 8.6*, diketahui bahwa nilai faktor F (F_c) untuk tekanan pada kolom distilasi 1 atm adalah $[1,52 \text{ lb/ft.s}^2]^{0.5} = 1,2329 \text{ lb/ft.s}$ atau setara dengan $[1,854 \text{ kg/in.s}^2]^{0.5} = 1,362 \text{ kg/in.s}$. Nilai F_c digunakan untuk menghitung luas area bebas yang digunakan untuk aliran *vapor*, berdasarkan fungsi berikut:

$$A_F = \frac{W}{F_c \rho_v^{1/2}}$$

Pada kasus ini, nilai W adalah: $1.828,66 \text{ kg/jam} / (3.600 \text{ s/jam}) = 0,51 \text{ kg/s}$ atau setara dengan $4.031,46 \text{ lb}_m/\text{jam} / (3.600 \text{ s/jam}) = 1,12 \text{ lb}_m/\text{s}$. Sedangkan nilai densitas *vapor* (ρ_v) diperoleh dari persamaan hukum

gas ideal:
$$\frac{14,69 \text{ psia} \times 46 \text{ lb}_m/\text{lb.mol}}{(10,73 \text{ psia.ft}^3 / \text{R})[(189,15 + 460)\text{R}]} = 0,097 \text{ lb/ft}^3.$$

Sehingga, nilai $A_F = \frac{1,12 \text{ lb}_m / \text{s}}{1,2329 \text{ lb} / \text{ft.s} (0,095 \text{ lb/ft}^3)} = 9,36 \text{ ft}^2.$

Luas area *cross-sectional* kolom distilasi (A_T) merupakan jumlah dari A_F ditambah dengan luas area *downcomer* (A_D). Total A_D biasanya berkisar antara 3-20% luas area kolom total. Diasumsikan, % A_D adalah 5%; sehingga $A_T = A_F/0,95 = 9,36 \text{ ft}^2/0,95 = 9,86 \text{ ft}^2$. Kemudian, secara geometri, diameter kolom = $[A_T/(\pi/4)]^{1/2} = (9,86 \text{ ft}^2/0,785)^{1/2} = 3,54 \text{ ft} = 1,08 \text{ m}$

Kecepatan *flooding* dihitung dengan menggunakan Metode Fair, yang ditulis sebagai berikut:

$$U_f = C \left(\frac{\sigma}{N} \right)^{0,2} \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0,5}$$

di mana nilai C diperoleh dari *Figure 8.7*, dengan fungsi absis (x):

$$\frac{L}{V} \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0,5}$$

. Dari rumus tersebut, diperoleh nilai absis (x)

adalah:
$$\frac{167,98 \text{ lb} / \text{jam}}{4.031,46 \text{ lb} / \text{jam}} \left(\frac{(49,84 - 0,097)}{0,097} \right)^{0,5} = 0,94$$

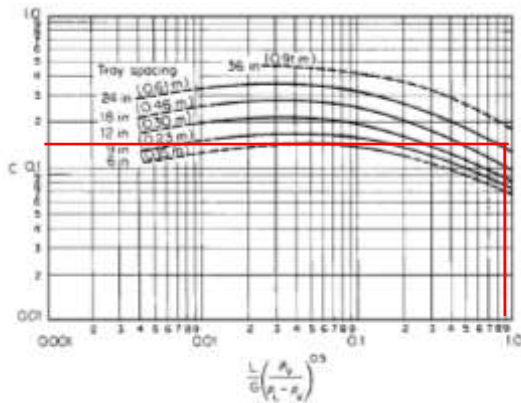


FIGURE 8.7 Determination of parameter C for Fair calculation of flooding velocity.

Dari Figure 8.7, diperoleh nilai C adalah 0,15. Dan nilai *surface tension* untuk Etanol (C_2H_5OH) ditetapkan dari fungsi: $\gamma = a - bt = (24,05 - 0,0832(78^\circ C)) = 17,56 \text{ dyn/cm} = 17,56 \text{ mN/m}$. Sehingga, jika dikaitkan dengan Persamaan Fair, diperoleh nilai U_f :

$$U_f = 0,15 \left(\frac{17,56}{14} \right)^{0,2} \left(\frac{(49,84 - 0,097)}{0,097} \right)^{0,5} = 3,55 \text{ ft/s.}$$

Untuk memastikan faktor keselamatan desain yang sesuai, dilakukan beberapa penyesuaian berikut:

Open area (cap slots or holes)	Multiplying factor
10 percent of active tray area	1.0
8 percent of active tray area	0.95
6 percent of active tray area	0.90

System properties	Multiplying factor
Known nonfoaming system at atmospheric or moderate pressures	0.9
Nonfoaming systems; no prior experience	0.85
Systems thought to foam	0.75
Severely foaming systems	0.70
Vacuum systems (based on entrainment curves; see Fig. 8.17)	0.60 to 0.80
For downcomerless trays if the open area is less than 20 percent of active tray area (Note: it should never be less than 15 percent)	0.85

Karena sistem distilasi berlangsung pada tekanan atmosferik dan diketahui sistem tidak menimbulkan *foam*, maka faktor pengali yang digunakan adalah 0,9.

Mengacu pada *Figure 8.17*, diasumsikan *entrainment* fraksional maksimum (ψ) yang diperbolehkan adalah 0,1. Kemudian

$$\text{nilai absis (x)} = \frac{L}{V} \left(\frac{\rho_L}{\rho_V} \right)^{0,5} = \frac{167,98 \text{ lb/jam}}{4.031,46 \text{ lb/jam}} \left(\frac{0,097}{49,84} \right)^{0,5} = 0,018.$$

Dari *Figure 8.17*, diperoleh % *flooding* kolom yang dapat dioperasikan adalah 70%, sehingga kolom didesain untuk kecepatan vapor 0,7(3,55 ft/s) = 2,49 ft/s.

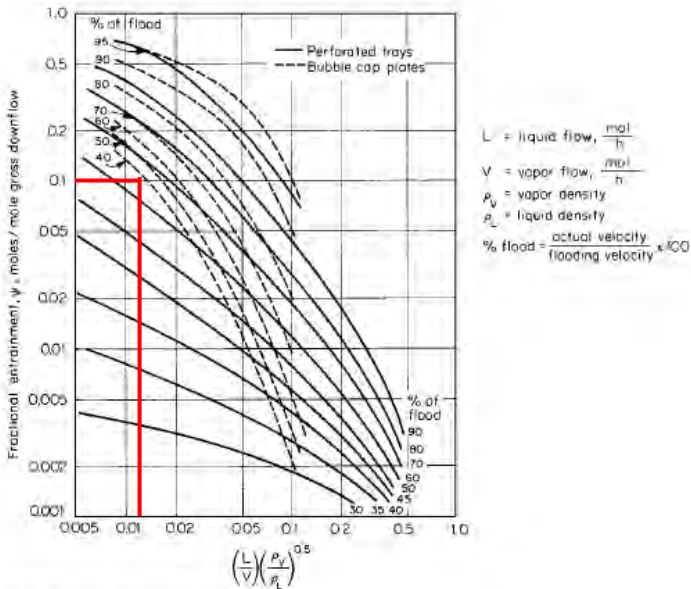


FIGURE 8.17 Fractional entrainment.

Luas area bebas dari kolom, A_F , dihitung kembali dengan rumus: $\frac{V}{\rho_v \cdot t \cdot v_v}$. Sehingga:

$$A_F = \frac{4.031,46 \text{ lbm/jam}}{0,097 \text{ lb}_m / \text{ft} \cdot 3.600 \text{ s/jam} \cdot 2,49 \text{ ft/s}} = 4,64 \text{ ft}^2$$

Diasumsikan $F_H = 12$, kemudian $v_H = F_H/\rho_V^{0.5} = 12/0,02^{0.5} = 85 \text{ ft/s}$ (26 m/s). Sehingga, total luas area lubang yang dibutuhkan adalah $(69.000 \text{ lb}_m/\text{h})/[(0,02 \text{ lb}_m/\text{ft}^3)(3.600 \text{ s/jam})(85\text{ft/s})] = 1,27 \text{ ft}^2$. Perlu diketahui bahwa karena setiap *tray* diberi umpan oleh satu *downcomer* dan diserap oleh lainnya dan masing-masing *downcomer* menggunakan 3% luas area *tray* total pada tahap 5, luas area sebagai % luas area aktif adalah $(11,27 \text{ ft}^2)(100)$

$$\left[\frac{1,00 - (2 \times 0,03 \times 11 \text{ ft}^2 \times \frac{\pi}{4})}{1} \right] = 12,62\%$$

Kemudian menspesifikasikan ukuran lubang, tinggi weir, dan *downcomer*, dengan kondisi sebagai berikut:

Hole pitch-to-diameter ratio	2 to 4,5
Hole size	Use $\frac{1}{2}$ in (0.0127 m) for normal service, $\frac{3}{8}$ or $\frac{1}{4}$ in (0.0085 or 0.0064 m) for clean vacuum systems, or $\frac{3}{8}$ in (0.0191 m) for fouling service.
Open area/active area	Use 4 to 16 percent, depending on system pressure and vapor velocity.
Weir height	Use 1 to 4 in (0.025 to 0.102 m) (but no higher than 15 percent of tray spacing) as follows: 1 to 2 in (0.025 to 0.051 m) for vacuum and atmospheric columns or $1\frac{1}{2}$ to 3 in (0.038 to 0.076 m) for moderate to high pressures.
Downcomer seal	Use one-half of weir height or $\frac{1}{4}$ in (0.0191 m), whichever is greater. Clearance between downcomer and tray deck should never be less than $\frac{1}{2}$ in (0.0127 m), and the velocity through the clearance should be under 1 ft/s (0.30 m/s).

Ukuran yang dipilih adalah: lubang berukuran $\frac{1}{4}$ -in (6,4 mm) dan *weir* tinggi berukuran 1 in (2,54 mm), dengan *downcomer clearance* berukuran $\frac{3}{4}$ -in.

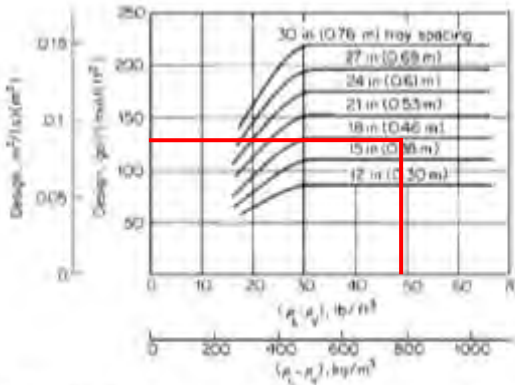


FIGURE A.8 Downcomer area as a function of densities and tray spacing. Note: Multiply clear liquid rate coefficient by 0.2 for fouling systems.

Dari *Figure 8.8*, nilai *rate liquid bersih* (ordinat dari grafik) untuk $(\rho_L - \rho_V) = (49,84 - 0,0970) = 49,74 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$ dan *tray spacing* adalah sekitar $130 \text{ gal}/\text{menit}\cdot\text{ft}^2$. Karena $49,74 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$ setara dengan $6,66 \text{ lb}_m/\text{gal}$, maka *rate liquid* adalah:
$$\frac{167,98 \text{ lb}_m / \text{jam}}{60 \text{ menit}/\text{jam} \times 6,66 \text{ lb}_m / \text{gal}} = 0,42 \text{ gal}/\text{menit}$$
. Sehingga, luas area *downcomer* minimum yang dibutuhkan adalah $(0,42 \text{ gal}/\text{menit}) / (130 \text{ gal}/\text{menit}\cdot\text{ft}^2) = 0,00323 \text{ ft}^2$.

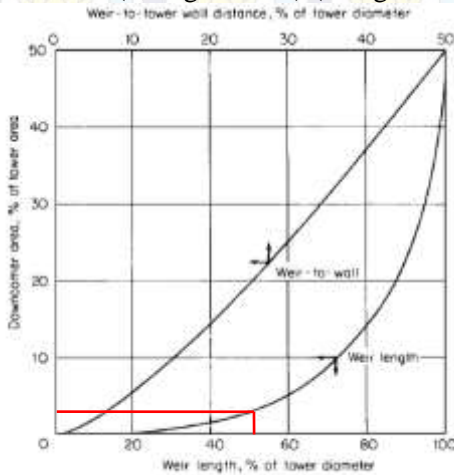


FIGURE 8.9 Design chart for segmental downcomers. (Glitch, Inc.)

Distribusi aliran terhadap *tray* menjadi pertimbangan dalam mendesain luas area *downcomer*. Untuk mencapai distribusi optimum, direkomendasikan menggunakan panjang *weir* kurang dari 50% diameter kolom. Sehingga, dari *Figure 8.9*, luas area *downcomer* yang ditentukan dari *weir* dengan panjang setengah dari diameter kolom setidaknya 3% dari luas area kolom (5% sebagai nilai asumsi pada tahap 2 saat menentukan perkiraan awal diameter kolom).

Dengan menggunakan 3% luas area *downcomer*, maka nilai luas area *cross-sectional* (A_T) untuk kolom menjadi: $A_T = A_F / 0,97 = 4,64 / 0,97 = 4,78 \text{ ft}^2$ ($1,457 \text{ m}^2$), dan area *downcomer* yang dibutuhkan untuk distribusi aliran yang baik adalah $(4,78 - 4,64) = 0,14 \text{ ft}^2$ ($0,043 \text{ m}^2$). Sehingga, diameter kolom menjadi: $(4,78 / 0,785)^{1/2} = 2,47 \text{ ft} = 0,75 \text{ m}$.

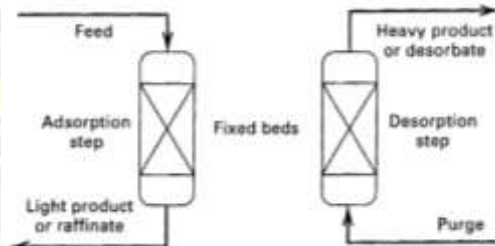
Diameter

Sehingga, spesifikasi alat Kolom Distilasi I yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

Jenis kolom	: <i>perforated/sieve tray distillation column</i>
Jumlah tray	: 9 stage
Tray spacing	: 18 in
Cross sectional area	: $4,78 \text{ ft}^2 = 1,457 \text{ m}^2$
Diameter kolom	: $2,47 \text{ ft} = 0,75 \text{ m}$
Ukuran <i>hole sieve</i>	: $\frac{1}{4}$ -in (6,4 mm)
Ukuran <i>weir</i>	: 1 in (2,54 mm)
<i>Downcomer clearance</i>	: $\frac{3}{4}$ -in.
% Luas area aktif	: 12,62%.
Rate liquid	: 0,42 gal/menit

17. MOLECULAR SIEVE ZEOLITE (A-510)

Menurut *Velásquez-Arredondo et al. (2010)*, etanol yang diperoleh dari pemisahan dengan metode distilasi kemudian didehidrasikan dengan *molecular sieve* hingga kemurniannya mencapai standar *fuel-grade* (99,8%).



Menurut *Knaebel (1995)*, dalam menentukan desain adsorber, terdapat beberapa parameter, antara lain:

1. Densitas dan fraksi *void*
2. Isoterm (kesetimbangan adsorpsi)
3. Kinetika dan transpor
4. Dinamika *fixed-bed*

Penentuan Densitas dan Fraksi Void

Menurut *Seader & Henley (2006)*, diketahui karakteristik/sifat adsorben untuk *molecular sieve zeolite*, yaitu:

- Diameter pori (d_p) = 3–10 Å
 Porositas partikel (ϵ_p) = 0,2–0,5
 Densitas *bulk* (ρ_B) = 0,6–0,68 g/cm³
 Densitas partikel (ρ_p) = 1,40 g/cm³
 Luas permukaan (S_g) = 600–700 m²/g
 Kapasitas adsorpsi air pada 25°C dan 4,6 mmHg (q , % wt) = 0,2–0,25

Diasumsikan:

- Porositas partikel (ϵ_p) = 0,2
 Densitas *bulk* (ρ_B) = 0,6 g/cm³
 Luas permukaan (S_g) = 600 m²/g
 Kapasitas adsorpsi air (q) = 0,2%

Sehingga, untuk menentukan densitas solid (ρ_s) dan fraksi *void*/porositas *bulk* (ϵ_B) adalah:

$$\epsilon_p = 1 - \left(\frac{\rho_p}{\rho_s} \right)$$

$$0,2 = 1 - \left(\frac{1,4 \text{ g/cm}^3}{\rho_s} \right)$$

$$\rho_s = \frac{1,4 \text{ g/cm}^3}{(1 - 0,2)} = 1,75 \text{ g/cm}^3$$

$$\epsilon_B = 1 - \left(\frac{\rho_B}{\rho_s} \right)$$

$$= 1 - \left(\frac{0,6 \text{ g/cm}^3}{1,4 \text{ g/cm}^3} \right) = 0,57 \text{ g/cm}^3$$

Penentuan Isoterm (Keseimbangan Adsorpsi)

Campuran Etanol-Air pada *feed* merupakan sistem cair-cair. Menurut *Seader & Henley (2006)*, isoterm adsorpsi yang digunakan untuk campuran dengan fasa cair-cair adalah isoterm Langmuir, di mana ditulis sebagai berikut:

$$q = \frac{q_m \cdot K \cdot c}{1 + K \cdot c}$$

yang kemudian disesuaikan hingga menjadi suatu persamaan baru, yaitu:

$$q = \frac{n^0(x_1^0 - x_1)}{m}$$

Untuk menentukan massa adsorben (m) yang digunakan dengan persamaan di atas, diketahui parameter berikut:

Kapasitas adsorpsi air q_1	= 0,2%
Massa air sebagai solut (n_0)	= 1.414,24 kg
konsentrasi air sebagai solut x_1^0	= 460,16 kmol
konsentrasi air sebagai adsorbat x_1	= 458,25 kmol

$$\begin{aligned} m_{\text{adsorben}} &= \frac{n^0(x_1^0 - x_1)}{q} \\ &= \frac{1.414,24 \text{ kg}(460,16 \text{ kmol} - 458,25 \text{ kmol})}{0,2} \\ &= 13.520,08 \text{ kg} \end{aligned}$$

Menentukan selektivitas relatif (α) berdasarkan *Knaebel* (1995):

$$\alpha_i = \frac{y_i/y_j}{x_i/x_j}$$

Diketahui:

x_i = fraksi mol komponen *heavy key* pada *feed* = 0,33

x_j = fraksi mol komponen *light key* pada *feed* = 0,67

y_i = fraksi mol komponen *heavy key* setelah proses dehidrasi = 0,32

y_j = fraksi mol komponen *heavy key* setelah proses dehidrasi = 0,67

$$\begin{aligned} \alpha &= \frac{0,32/0,67}{0,33/0,67} \\ &= 0,9958 \end{aligned}$$

5. **Tangki Penampung Filtrat RVF (F-312)**

Fungsi : Tempat penampung filtrat dari RVF
 Bahan konstruksi : Stainless Steel SA-283 Grade C
 Kondisi operasi :
 Temperatur = 50° C

Komponen	Massa (kg)	sg	Fraksi	Vol Campuran (lt)
Dekstrin	62,22	1,04	0,001807	890,436747
Maltosa	10.582,03	1,54	0,307283	102263,3912
Glukosa	6.464,65	1,56	0,187722	61672,61997
Xilosa	3.263,96	1,54	0,094779	31542,43598
Air	14.043,68	1	0,407803	209661,6667
K ₂ HPO ₄	20,85	1,87	0,001	11,19578068
Total	34.437,40		1	406041,7464

$$\begin{aligned} \text{Densitas } (\rho) \text{ larutan} &= \frac{\text{Massa larutan}}{\text{Volume larutan}} \\ &= \frac{34.437,3975}{406041,7464} \text{ kg/lt} \\ &= 0,084812455 \text{ kg/lt} \\ &= 84,81245528 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Rate massa feed} &= 34.437,40 \text{ kg/hari} \\ \text{Rate massa masuk tangki} &= 1434,891561 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Menghitung Volume Tangki

Agar proses berjalan kontinyu, maka proses penampungan filtrat steril (20 menit = 0,333 jam) harus menghasilkan :

$$\begin{aligned} &= 0,3330 \text{ jam} \times \frac{1 \text{ hr}}{24 \text{ jam}} \times 34.437 \text{ kg/hr} \\ &= 477,82 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid} &= \frac{\text{Massa Liquid}}{\text{Densitas liquid}} \\ &= \frac{477,82}{84,8125} \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$= 5,6338 \quad \text{m}^3$$

$$= 197,939 \quad \text{ft}^3$$

Volume fluida yang menempati bejana 80% dari volume tangki, maka :

$$\text{Volume liquid} = \frac{80}{100} \times \text{Volume tangki}$$

$$197,9390 = \frac{80}{100} \times \text{Volume tangki}$$

$$\text{Volume tangki} = 247,424 \text{ ft}^3$$

Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standart dished head

1. Menentukan Ukuran Tangki

a. Menghitung diameter dalam tangki (ID)

$$\text{Volume vessel} = 247,42 \quad \text{ft}^3$$

Direncanakan :

- Tutup atas Flanged and Shallow Dished Head.
- Tutup bawah Flanged Only Dished Head.
- Tinggi vessel (H) = 1,5 Diameter Vessel (D).
- Volume silinder = $\pi/4 \times \text{ID}^2 \times \text{Hs}$
(Brownell and Young, 1959 p.41)
- Volume dished head = $0,000049 \times \text{ID}^3$
(Brownell and Young, 1959 p.87)

$$\text{Volume vessel} = \text{Volume silinder} + \text{volume dished head}$$

$$247,424 \text{ ft}^3 = (\pi/4 \times \text{ID}^2 \times \text{Hs}) + (2 \times 0,0847 \times \text{ID}^3)$$

$$247,424 \text{ ft}^3 = (3,14/4 \times \text{ID}^2 \times 1,5 \text{ ID}) + (2 \times 0,0847 \times \text{ID}^3)$$

$$247,424 \text{ ft}^3 = 1,1775 \text{ ID}^3 + 0,16940$$

$$247,424 \text{ ft}^3 = 1,34690 \text{ ID}^3$$

$$\text{ID}^3 = 183,6986378 \text{ ft}^3$$

$$\text{ID} = 5,58669 \text{ ft}$$

b. Menghitung tinggi vessel (H)

$$\text{Diameter vessel} = 1,1775 \text{ ft}$$

Direncanakan : Tinggi vessel (H) = 1,5 Diameter Vessel (D).

$$\begin{aligned} \text{Tinggi (H)} &= 1,4 \times \text{ID} \\ &= 1,5 \times 5,5867 \text{ ft} \\ H &= 8,3800 \text{ ft} \end{aligned}$$

Di standarisasi :

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 6 \text{ ft} \\ H &= 9 \text{ ft} \end{aligned}$$

pengenceran diameter dari tinggi reaktor untuk pengelasan double welded butt joint dengan syarat :

$$D \times H \geq 1720$$

$$6 \times 9 \geq 1720$$

$$54 \geq 1720$$

Menurut Brownell and Young (1959), karena harga $D \times H$ lebih kecil di 1720, maka tangki di kategorikan tangki bervolume kecil sehingga perhitungan tebal silinder tidak berdasarkan course maka volume tangki :

$$\begin{aligned} v &= \left(\frac{\pi}{4} \times \text{ID}^2 \times H_s \right) + (2 \times 0,0847 \times \text{ID}^3) \\ &= \frac{(3,14 \times 6^2 \times 9)}{4} + (2 \times 0,087 \times 6) \\ &= 291,924 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Menentukan ketinggian liquid

Volume fluida yang menempati bejana 80% dari volume tangki, maka ;

$$\text{Volume liquid} = \frac{80}{100} \times \text{Volume tangki}$$

$$291,924 = \frac{80}{100} \times \text{Volume tangki}$$

$$\text{Volume Tangki} = 364,905 \text{ ft}^3$$

volume liquid = volume silinder + volume dished bawah

$$364,905 = \left(\frac{\pi}{4} \times \text{ID}^2 \times \text{HL} \right) + (0,0847 \times \text{ID}^3)$$

$$364,905 = \frac{(3,14 \times 6^2 \times \text{HL})}{4} + (0,0847 \times 6^3)$$

$$364,905 = \frac{(3,14 \times 6^2 \times \text{HL})}{4} + 3,05$$

$$1447,4232 = (3,14 \times 6^2 \times HL)$$

$$HL = 12,8045 \text{ ft}$$

$$3,90282 \text{ m}$$

Menghitung tekanan design (Pd)

Tekanan operasi = Tekanan luar = 14,7

$$\rho \text{ larutan} = 84,8125 \text{ kg/m}^3$$

$$= 5,295 \text{ lb/ft}^3$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times (H_L - 1)}{144} \text{ (Brownell and Young, 1959 p.46)}$$

$$= \frac{1258,2965 \times (3,9 - 1)}{144}$$

$$= 1,70969 \text{ psi}$$

$$P_{\text{design}} = 1,05 \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}})$$

$$= 1,05 \times (14,7 + 25,36)$$

$$= 17,2302 \text{ psi} = 1,17243 \text{ atm}$$

Menghitung tebal shell (ts)

Untuk menghitung tebal silinder dibutuhkan data-data sebagai berikut :

- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-283 grade C.
- Tegangan maksimum (f) yang diijinka 12.650 psi.
(Brownell and Young, 1959 p.251)
- Pengelasan yang dipilih tipe doubled welded butt joint.
- Effisiensi Penyambungan (E) = 0,8 (ASME)
(Brownell and Young, table13.2, p.254)
- Faktor korosi (C) = 0,125 in.
- Ri (Radius inside) = jari-jari vessel

$$Ri = \frac{ID}{2} = \frac{72}{2} \text{ in} = 36$$

$$ts = \frac{Pd \times Ri}{(f \times E) - (0,6 \times Pd)} + C \text{ (Brownell and Young, p.275)}$$

Dimana :

t_s = tebal tangki (in)

P_d = tekanan desain (psia)

R_i = jari - jari tangki (in)

E = efisiensi penyambungan

f = tegangan maksimum yang diijinkan (psi)

$$t_s = \frac{P_d \times R_i}{(f \times E) - (0,6 \times P_d)} + C$$

$$= \frac{17,230 \times 36}{10120 - 10,338} + 0,125$$

$$= 0,1864 \text{ in}$$

Standarisasi tebal tangki menjadi = 0,3125 in

$$OD = ID + 2(t_s)$$

$$= 72 + 0,3727$$

$$= 72,37 \text{ in}$$

$$ID = OD - 2(t_s)$$

$$= 72,37 - 0,373$$

$$= 72 \text{ in}$$

f Menghitung tebal "flange dan dished head"

Telah diketahui :

- Tekanan desain (P_d) = 17,230 psia
- Tegangan maksimum (f) yang diijinkan 12.650 psi.
- Efisiensi Penyambungan (E) = 0,8
- Faktor korosi (C) = 0,125 in.
- Radius crown (r_c) = 72 in
- Inside radius pada shell (r_i) = 4 3/8 in
- Menentukan stress-intensification factor untuk torispherical dish head (W).

$$W = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{P_d}{r_i}} \right) \quad (\text{Brownell and Young, p.138})$$

$$W = 1/4 \times \left(3 + \sqrt{ \frac{17,230}{4 \frac{3}{8}} } \right)^{0,5}$$

$$W = 1,7642 \text{ in}$$

$$th_a = \frac{Pd \times rc \times W}{(2f \cdot E - 0,2 \cdot P)} + C \quad (\text{Brownell and Young, p.138})$$

Dimana :

P = tekanan desain (psi)

rc = r (Brownell and Young, p.138)

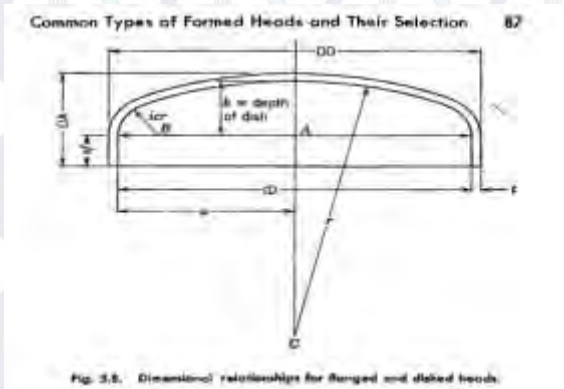
ri = irc (Brownell and Young, p.138)

E = efisiensi welded joint

C = faktor korosi (in/year)

f = tegangan maksimum yang diijinkan (psi)

$$\begin{aligned} th_a &= \frac{17,23 \times 72 \times 1,7642}{2 \times 10.120 - 3,4460} + 0,125 \\ &= \frac{2.188,5995}{20.236,55} + 0,125 \\ &= 0,23 \text{ in} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} OD &= ID + 2(th_a) \\ &= 72 + 0,466 \\ &= 72,47 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Brownell and young, 1959 didapatkan :

$$\begin{aligned} th_a &= 1/5 \text{ in} && (\text{Table 5.7, p.91}) \\ sf &= 2 \text{ in} && (\text{Table 5.6, p.88}) \\ irc &= 4/7 \text{ in} && (\text{Table 5.7, p.91}) \end{aligned}$$

$$r = 72 \text{ in}$$

$$- a = \frac{ID}{2} \quad (\text{Brownell and Young, p.87})$$

$$a = \frac{72}{2}$$

$$- AB = a - icr \quad (\text{Brownell and Young, p.87})$$

$$= 36 - 1$$

$$= 35 \text{ in}$$

$$- BC = r - icr \quad (\text{Brownell and Young, p.87})$$

$$= 72 - 0,563$$

$$= 71,438 \text{ in}$$

$$- AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \quad (\text{Brownell and Young, p.87})$$

$$= \sqrt{(71,438)^2 - (35)^2}$$

$$= 62,028 \text{ in}$$

$$- b = r - AC \quad (\text{Brownell and Young, p.87})$$

$$= 72 - 62,03$$

$$= 9,972 \text{ in}$$

$$- OA = tha + b + sf \quad (\text{Brownell and Young, p.87})$$

$$= 0,2332 + 9,9718 + \frac{2}{2}$$

$$= 12,205 \text{ in}$$

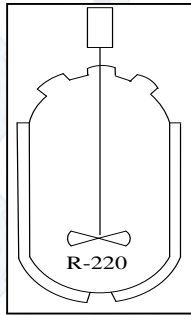
$$= 1,0171 \text{ ft}$$

6. Tangki Hidrolisis selulosa (R-220)

Fungsi : Menghidrolisis lignoselulosa secara enzimatis untuk menghasilkan sirup gula.

Kondisi Operasi :

- Proses : Batch
- Tekanan : 1atm
- Waktu tinggal : 2 jam = 120 menit
- Suhu : 50 °C



Data massa masuk Tangki Reaktor selulosa :

Komponen	Massa (kg)	Fraksi	sg	Vol Campuran (lt)
Selulosa	4.587,52	0,0095	0,858	5.368,23
Hemiselulosa	5.143,58	0,0106	1,038	4.975,18
Pati	485,34	0,0010	1,5	324,86
Dekstrin	62,40	0,0001	1,038	60,36
Maltosa	10.611,97	0,0219	1,54	6.918,6
Glukosa	3.628,49	0,0075	1,544	2.359,49
Air	14.761,64	0,0304	1	14.820,9
Lignin	4.010,82	0,0083	1,35	2.982,91
NaOH	0,00	0,0000	1,26	0,00
Na-Ligninat	959,20	0,0020	1,45	664,17
α -amilase	2,77	0,0000	1,89	1,47
Glukoamilase	9,71	0,0000	1,63	5,98

H2SO4	194,62	0,0004	1,834	106,55
Cellulase	93,84	0,0002	1,91	49,33
Total	485.266,23			38.638,0

$$\text{Densitas } (\rho) \text{ larutan} = \frac{\text{Massa larutan (Himmelblau, 1972)}}{\text{Volume larutan}}$$

$$= \frac{485.266,23 \text{ kg}}{38.638,02 \text{ lt}}$$

$$= 12,5593 \text{ kg/lt}$$

$$= 12.559,29 \text{ kg/m}^3$$

$$= 784,0493 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate massa feed} = 485.266,23 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Vessel yang digunakan sebanyak} = 1 \text{ buah}$$

$$\text{Rate massa masuk reaktor} = 20.219,43 \text{ kg/jam}$$

$$= 44.575,75 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Laju volumet} = \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas campuran}}$$

$$= \frac{20.219,43 \text{ kg/jam}}{12.559,2932 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1,6099 \text{ m}^3/\text{jam}$$

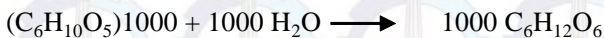
1. Menghitung Kecepatan Reaksi

Reaktor yang digunakan adalah reaktor batch berpengaduk.

Untuk menghitung volume reaktor diperlukan nilai k dan orde reaksi.

Reaksi dalam Selulosa

Konversi reaksi 56%



dengan :

C_A = konsentrasi selulosa

C_B = konsentrasi air

Berdasarkan teori kecepatan reaksi :

$$(-r_A) = k \times C_A \times C_B, \text{ dengan } C_B > C_A$$

$$k \times C_{Bk} = k'$$

maka, $(-r_A) = k' \times C_A$

dari persamaan kecepatan reaksi diatas, reaksi selulosa merupakan reaksi orde satu. Jika harga $-r_A = -dC_A/dt$ maka persamaan menjadi :

$$-\frac{dC_A}{dt} = kC_A \quad (\text{Levenspiel, p.41})$$

Apabila $C_A = C_{A0}(1-x_A)$ dan diselesaikan dengan integral dan

$$-\int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dC_A}{C_A} = kC_A \longrightarrow -\ln \frac{C_A}{C_{A0}} = kt \quad (\text{Levenspiel, p.41})$$

Diperoleh $k = 0,0653$

orde = 1

Jadi persamaan laju reaksinya menjadi :

$$r_A = 0,00253 \times C_A^1$$

$$r_A = 8,15871E-07$$

2. Menghitung volume reaktor

$$t = N_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(-r_A)V}$$

$$t = N_{A0} / V \int_0^{x_a} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

$$V = N_{A0} / t \int_0^{x_a} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

(Levenspiel, p.92)

dengan :

V = Volume reaktor

X_A = Konversi reaksi

$$\begin{aligned} \text{Mol selulosa (Nac)} &= \frac{\text{massa selulosa}}{\text{BM selulosa}} \\ &= \frac{4.587,52}{162000} \\ &= 0,0283 \quad \text{kmol} \\ &= 28,3 \quad \text{mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Konsentrasi selulosa dalam larutan (Cao)} &= \frac{0,0283}{38,6380} \\ &= 0,0007 \quad \text{kmol/m}^3 \end{aligned}$$

$$V = N_{A0} / t \int_0^{x_A} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

$$V = N_{A0} / t \int_0^{x_A} \frac{dX_A}{k C_{A0} (1 - X_A)}$$

$$V = N_{A0} / t k C_{A0} \int_0^{x_A} \frac{dX_A}{(1 - X_A)}$$

$$V = N_{A0} / t k C_{A0} \int_0^{0,56} \frac{dX_A}{(1 - X_A)} \longrightarrow \frac{dX_A}{(1 - X_A)} = \ln(1 - X_A)$$

$$V = \frac{N_{A0}}{t \times k \times C_{A0}} \times \ln(1 - X_A)_0^{0,56} \quad \text{levenspel hal 92}$$

$$= \frac{N_{A0}}{t \times k \times C_{A0}} \times \ln(1 - 0,56) - \ln(1 - 0)$$

$$= \frac{N_{A0}}{t \times k \times C_{A0}} \times \ln 1 - \ln 0,56$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{N_{AO}}{t \times k \times C_{AO}} \times \ln(1 / 0,56) \\
 &= \frac{0,03}{120 \times 0,0653 \times 0,001} \times 0,4005 \\
 &= 2,8590 \text{ m}^3 \\
 &= 100,9595 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Desaign Tangki

1. Bentuk dan Perlengkapan Tangki

Direncanakan bentuk tangki berupa silinder vertikal dengan tutup dibagian atas dan bawah berupa flanged dan standart dished head.

Tangki juga dilengkapi dengan jaket pendingin untuk menjaga suhu operasi yang diinginkan.

2. Menentukan Ukuran Tangki

a. Menghitung diameter dalam tangki (ID)

$$\text{Volume vess} = 100,959 \text{ ft}^3$$

Direncanakan :

- Tutup atas Flanged and Shallow Dished Head.
- Tutup bawah Flanged Only Dished Head.
- Tinggi vessel (H) = 1,5 Diameter Vessel (D).
- Volume silind = $\pi/4 \times \text{ID}^2 \times \text{Hs}$
(Brownell and Young,1959 p.41)
- Volume dished he = $0,000049 \times \text{ID}^3$
(Brownell and Young,1959 p.87)

$$\text{Volume vess} = \text{Volume silinder} + \text{volume dished head}$$

$$101,0 \text{ ft}^3 = (\pi/4 \times \text{ID}^2 \times \text{Hs}) + (2 \times 0,000049 \times \text{ID}^3)$$

$$101,0 \text{ ft}^3 = (3,14/4 \times \text{ID}^2 \times 1,5 \text{ ID}) + (2 \times 0,000049 \times \text{ID}^3)$$

$$101,0 \text{ ft}^3 = 1,1775 \text{ ID}^3 + 0,0001 \text{ ID}^3$$

$$101,0 \text{ ft}^3 = 1,1776 \text{ ID}^3$$

$$\begin{aligned}
 ID^3 &= 85,7 \text{ ft}^3 \\
 ID &= 4,403 \text{ ft} \\
 ID &= 52,83 \text{ in} = 1,342 \text{ m} \\
 Distandarkan &= 54 \text{ in} = 1,372 \text{ m}
 \end{aligned}$$

b. Menghitung tinggi reaktor (H)

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter ves} &= 4,4029 \text{ ft} \\
 \text{Direncanakan :} & \text{ Tinggi vessel (H) = 1,5 Diameter Vessel (D).} \\
 \text{Tinggi (I)} &= 1,5 \times ID \\
 &= 1,5 \times 4,4029 \text{ ft} \\
 &= 6,604 \text{ ft} = 7 \text{ ft} \\
 &= 84,0 \text{ in} = 2,1337 \text{ m} \\
 \text{Distandarkan} &= 84 \text{ in} = 2,1337 \text{ m}
 \end{aligned}$$

c. Menghitung tinggi larutan dalam tangki (H_L)

Volume fluida yang menempati bejana 80% dari volume reaktor, maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume liqui} &= \frac{80}{100} \times \text{Volume reaktor} \\
 &= \frac{80}{100} \times 100,9595 \\
 &= 80,77 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume liqui} = \frac{(\pi \times D^2 \times H_L)}{4} \quad (\text{Brownell and Young, 1959 p.41})$$

$$80,77 \text{ ft}^3 = \frac{(3,14 \times 12,2676^2 \times H_L)}{4}$$

$$80,77 \text{ ft}^3 = \frac{60,871}{4} \times H_L$$

$$323,0703 = 60,871 \times H_L$$

$$H_L = 5,3075 \text{ ft}$$

$$H_L = 63,690 \text{ in} = 1,62 \text{ m}$$

d. Menghitung tekanan design (Pd)

$$\begin{aligned} \text{Tekanan operasi} = \text{Tekanan} &= 14,696 \text{ psia} \\ &= (1 \text{ atm} + 720 \text{ psig}) \end{aligned}$$

$$\rho_{\text{larutan}} = 784,049 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho \times (H_L - 1)}{144} \quad (\text{Brownell and Young, 1959 p.46}) \\ &= \frac{784,049 \times (5,31 - 1)}{144} \\ &= 23,453 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= 1,05 \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) \\ &= 1,05 \times 14,696 + 23,453 \\ &= 40,06 \text{ psia} = 2,7 \text{ atm} \end{aligned}$$

e. Menghitung tebal shell (ts)

Untuk menghitung tebal silinder dibutuhkan data-data sebagai berikut :

- Pengecekan diameter dan tinggi reaktor, untuk double welded butt joint, dengan syarat :

$$D \times H \leq 1720 \text{ ft}$$

$$29,08 \leq 1720 \text{ ft}$$

(Brownell and Young, 1959 p.42)

- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-212 grade A.
- Tegangan maksimum (f) yang diijink 16.250 psi.

(Brownell and Young, 1959 p.42)

- Pengelasan yang dipilih tipe doubled welded butt joint.
- Effisiensi Penyambungan (η) 0,8 (ASME)

(Brownell and Young, table13.2, p.254)

- Faktor korosi (C) 0,125 in.
- Ri (Radius inside) = jari-jari vessel

$$H_L = 63,690 \text{ in} = 1,62 \text{ m}$$

d. Menghitung tekanan design (Pd)

$$\begin{aligned} \text{Tekanan operasi} = \text{Tekanan} &= 14,696 \text{ psia} \\ &= (1 \text{ atm} + 720 \text{ psig}) \end{aligned}$$

$$\rho_{\text{larutan}} = 784,049 \text{ lb/ft}^3$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times (H_L - 1)}{144} \quad (\text{Brownell and Young, 1959 p.46})$$

$$= \frac{784,049 \times (5,31 - 1)}{144}$$

$$= 23,453 \text{ psia}$$

$$P_{\text{design}} = 1,05 \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}})$$

$$= 1,05 \times 14,696 + 23,453$$

$$= 40,06 \text{ psia} = 2,7 \text{ atm}$$

e. Menghitung tebal shell (ts)

Untuk menghitung tebal silinder dibutuhkan data-data sebagai berikut :

- Pengecekan diameter dan tinggi reaktor, untuk double welded butt joint, dengan syarat :

$$D \times H \leq 1720 \text{ ft}$$

$$29,08 \leq 1720 \text{ ft}$$

(Brownell and Young, 1959 p.42)

- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-212 grade A.
- Tegangan maksimum (f) yang diijink 16.250 psi.
(Brownell and Young, 1959 p.42)
- Pengelasan yang dipilih tipe doubled welded butt joint.
- Effisiensi Penyambungan (η) 0,8 (ASME)
(Brownell and Young, table13.2, p.254)
- Faktor korosi (C) 0,125 in.
- Ri (Radius inside) = jari-jari vessel

- Menentukan stress-intensification factor untuk torispherical dish head (W).

$$W = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{D}{r}} \right) \quad (\text{Brownell and Young, p. 138})$$

$$W = 1/4 \times (3 + (54 / 3,3)^{0,5})$$

$$W = 1,7690 \text{ in}$$

$$t_{ha} = \frac{P \times r \times W}{2fE - 0,2P} + C \quad (\text{Brownell and Young, p. 138})$$

Dimana :

P = tekanan desain (psi)

r = ID

ri = irc

E = efisiensi welded joint

C = faktor korosi (in/year)

f = tegangan maksimum yang diijinkan (psi)

$$t_{ha} = \frac{40,057 \times 54 \times 1,769}{2 \times 13.000 - 8,011} + 0,125$$

$$= \frac{3.826,5778}{25.991,9886} + 0,125$$

$$= 0,2722 \text{ in}$$

$$OD = ID + 2 (t_{ha})$$

$$= 52,83 + 0,2722$$

$$= 53,11 \text{ in}$$

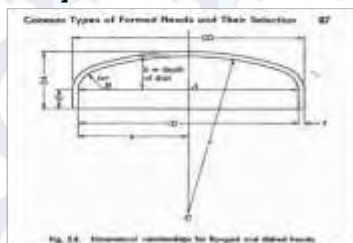


Fig. 24. Structural considerations for torispherical and dished heads.

Dari Brownell and young, 1959 didapatkan :

$$th_a = 5/16 \quad \text{in} \quad (\text{Table 5.7, p.91})$$

$$sf = 3 \quad \text{in} \quad (\text{Table 5.6, p.88})$$

$$icr = 0,9375 \quad \text{in} \quad (\text{Table 5.7, p.91})$$

$$r = 54 \quad \text{in}$$

$$- a = \frac{ID}{2} \quad (\text{Brownell and Young, p.87})$$

$$a = \frac{54}{2}$$

$$= 27 \quad \text{in}$$

$$- AB = a - icr \quad (\text{Brownell and Young, p.87})$$

$$= 27 - 0,9375$$

$$= 26,0625 \quad \text{in}$$

$$- BC = r - icr \quad (\text{Brownell and Young, p.87})$$

$$= 54 - 0,9375$$

$$= 53,063 \quad \text{in}$$

$$- AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \quad (\text{Brownell and Young, p.87})$$

$$= \sqrt{(53,063)^2 - (26,06)^2}$$

$$= 46,221 \quad \text{in}$$

$$- b = r - AC \quad (\text{Brownell and Young, p.87})$$

$$= 54 - 46,221$$

$$= 7,779 \quad \text{in}$$

$$- OA = th_a + b + sf \quad (\text{Brownell and Young, p.87})$$

$$= 0,2722 + 7,779 + 3$$

$$= 11,0513 \quad \text{in}$$

$$= 0,9209 \quad \text{ft}$$

Perhitungan Pengaduk

Dipakai impeller jenis propeller dengan 4 buah baffle.

(Geankoplis, p.142)

Dimana :

Da = Diameter impeller

Dt = Diameter tangki

H = Tinggi liquid

W = Tinggi impeller

J = Lebar baffle

L = Panjang pengaduk

C = Jarak pengaduk ke dasar tangki

$$\frac{Da}{Dt} = 0,3$$

$$Da = 0,3 \times Dt$$

$$= 0,3 \times 4$$

$$= 1,5 \text{ ft}$$

$$= 0,44 \text{ m}$$

$$\frac{H}{Dt} = 1$$

$$H = 4 \text{ ft}$$

$$= 1,3 \text{ m}$$

$$\frac{W}{Da} = \frac{1}{5}$$

$$W = 0,2 \times Da$$

$$= 0,2 \times 1,5$$

$$= 0,3 \text{ ft}$$

$$= 0,1 \text{ m}$$

$$\frac{C}{Dt} = \frac{1}{3}$$

$$C = 0,3 \times Dt$$

$$= 0,3 \times 4$$

$$= 1,5 \text{ ft}$$

$$= 0,4 \text{ m}$$

$$\frac{L}{Da} = \frac{1}{4}$$

$$\begin{aligned} L &= 0,3 \times Da \\ &= 0,3 \times 1,5 \\ &= 0,4 \text{ ft} \\ &= 0,1 \text{ m} \end{aligned}$$

Penentuan Putaran Pengaduk

Untuk pengaduk jenis turbin

Da = diameter pengaduk (m)

N = putaran pengaduk (rpm)

Diambil putaran pengaduk

N = 200 rpm = 3,3 rps

Da = 0,44 m

μ air = 0,7679 cp = 0,000516 lbm/ft.s

ρ campuran = 784,05 lbm/ft³ = 12.559,29 kg/r

$\phi_s = \frac{\text{massa padatan dalam campuran}}{\text{massa air dalam campuran}}$

= $\frac{29790,26 \text{ kg}}{14761,64 \text{ kg}}$

= 2,0181

μ campuran = $\frac{(1+0,5\phi_s) \times \mu_1}{(1-\phi_s)^4}$

= 1,44 cp

= 0,001 lbm/ft.s

$N_{Re} = \frac{Da^2 N \rho}{\mu} = 531.190,5441$

Karena $N_{Re} > 10000$, maka digunakan baffle (Geankoplis, p.143)

Lebar baffle = J = $\frac{1}{12} \times Dt$

= $\frac{1}{12} \times 4,4$

= 0,37 ft

= 0,1 m

Power Pengaduk

$$P = N_p \times \rho \times N^3 \times Da^5$$

Dimana

:

P = Power (hp)

N_p = Power number

ρ = Densitas (lbm/cuft)

N = Rotational speed

Da = Diameter impeler (ft)

Didapatkan :

$$N_p = 0,3 \quad (\text{Geankoplis, fig. 3.4-4, p.155})$$

$$P = N_p \times \rho \times N^3 \times Da^5$$

$$= 2,38 \quad \text{KW}$$

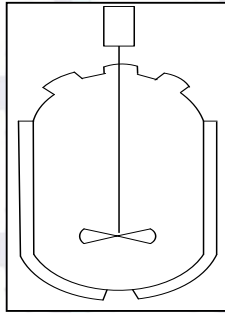
$$= 3,18542 \quad \text{Hp}$$

7. Tangki Hidrolisis ligni (R-120)

Fungsi : untuk meghilangkan lignin dengan penambahan NaOH

Kondisi Operasi :

- Proses : Batch
- Tekanan : 1atm
- Waktu tingg : 2 jam = 120 menit
- Suhu : 110 °C



Data massa masuk Reaktor Delignifikasi :

Komponen	Massa (kg)	Fraksi	sg	Vol Campuran (lt)
Air	6.290,46	0,1422	1	6.315,73
Selulosa	4.587,52	0,1037	0,858	5.368,23
Hemiselulosa	5.143,58	0,1162	1,038	4.975,18
Pati	13.866,82	0,3134	1,5	9.281,7
Lignin	4.865,55	0,1100	1,35	3.618,59
NaOH	189,94	0,0043	1,26	151,35
Air Proses	9.307,08	0,2103	1	9.344,5
Total	44.250,96	1,0000		39.055,2

Densitas (ρ) laruta = $\frac{\text{Massa larutan}}{\text{Volume larutan}}$ (Himmelblau,1972)

$$\begin{aligned}
 &= \frac{44.250,96 \text{ kg}}{39.055,21 \text{ lt}} \\
 &= 1,1330 \text{ kg/lt}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1.133,04 \quad \text{kg/m}^3 \\
 &= 70,7330 \quad \text{lb/ft}^3 \\
 \text{Rate massa feed} &= 44.250,96 \quad \text{kg/hari} \\
 \text{Vessel yang digunakan sebanyak} &= 1 \quad \text{buah} \\
 \text{Rate massa masuk reaktor} &= 1.843,79 \quad \text{kg/jam} \\
 &= 4.064,82 \quad \text{lb/jam} \\
 \text{Laju volumetrik} &= \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas campuran}} \\
 &= \frac{1.843,79 \quad \text{kg/jam}}{1.133,0360 \quad \text{kg/m}^3} \\
 &= 1,6273 \quad \text{m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

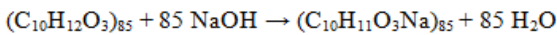
1. Menghitung Kecepatan Reaksi

Reaktor yang digunakan adalah reaktor batch berpengaduk.

Untuk menghitung volume reaktor diperlukan nilai k dan orde reaksi.

Reaksi dalam Lignin

Konversi reaksi 17,56%



Menurut, jahan, islam, chowdhury (-), menyatakan bahwa untuk reaksi tersebut di atas setelah di lakukan experimen pada suhu 110 C didapatkan data sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 k &= 0,0362 \quad /\text{jam} \\
 \text{orde} &= 5,6
 \end{aligned}$$

2. Menghitung volume reaktor

$$t = N_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(-r_A)V}$$

$$t = N_{A0} \int_0^{x_a} \frac{dX_A}{V(-r_A)}$$

$$V = N_{A0} / t \int_0^{x_A} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

(Levenspiel, p.92)

dengan :

V = Volume reaktor

X_A = Konversi reaksi

$$\text{Mol lignin (Nao)} = \frac{\text{massa lignin}}{\text{BM lignin}}$$

$$= \frac{4.865,55}{15300}$$

$$= 0,3180 \quad \text{kmol}$$

$$= 318,0 \quad \text{mol}$$

Konsentrasi lignin dalam larutan (Cao)

$$= \frac{0,3180}{39,0552}$$

$$= 0,0081 \quad \text{kmol/m}^3$$

$$V = N_{A0} / t \int_0^{x_A} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

$$V = N_{A0} / t \int_0^{x_A} \frac{dX_A}{k C_{A0} (1 - X_A)}$$

$$V = N_{A0} / t k C_{A0} \int_0^{x_A} \frac{dX_A}{(1 - X_A)}$$

$$V = N_{A0} / t k C_{A0} \int_0^{0,1756} \frac{dX_A}{(1 - X_A)} \longrightarrow \frac{dX_A}{(1 - X_A)} = \ln(1 - X_A)$$

$$V = \frac{N_{A0}}{t \times k \times C_{A0}} \times \ln(1 - X_A) \Big|_0^{0,1756} \quad \text{levenspiel hal 92}$$

$$= \frac{N_{A0}}{t \times k \times C_{A0}} \times \ln(1 - 0,1756) - \ln(1 - 0)$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{N_{AO}}{t \times k \times C_{AO}} \times \ln 1 - \ln 0,1756 \\
 &= \frac{N_{AO}}{t \times k \times C_{AO}} \times \ln (1 / 0,1756) \\
 &= \frac{0,32}{120} \times \frac{0,0362}{0,008} \times 0,34249 \\
 &= 3,0792 \text{ m}^3 \\
 &= 108,74 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Desaign Tangki

1. Bentuk dan Perlengkapan Tangki

Direncanakan betuk tangki berupa silinder vertikal dengan tutup dibagian atas dan bawah berupa flanged dan standart dished head. Tangki juga dilengkapi dengan jaket pendingin untuk menjaga suhu operasi yang diinginkan.

2. Menentukan Ukuran Tangki

a. Menghitung diameter dalam tangki (ID)

$$\text{Volume vess} = 108,736 \text{ ft}^3$$

Direncanakan :

- Tutup atas Flanged and Shallow Dished Head.
- Tutup bawah Flanged Only Dished Head.
- Tinggi vessel (H) = 1,5 Diameter Vessel (D).
- Volume silir = $\pi/4 \times ID^2 \times Hs$
(Brownell and Young,1959 p.41)
- Volume dished head = $0,000049 \times ID^3$
(Brownell and Young,1959 p.87)

$$\text{Volume vess} = \text{Volume silinder} + \text{volume dished head}$$

$$108,7 \text{ ft}^3 = (\pi/4 \times ID^2 \times Hs) + (2 \times 0,000049 \times ID^3)$$

$$108,7 \text{ ft}^3 = (3,14/4 \times ID^2 \times 1,5 ID) + (2 \times 0,000049 \times ID^3)$$

$$108,7 \text{ ft}^3 = 1,1775 ID^3 + 0,0001 ID^3$$

$$108,7 \text{ ft}^3 = 1,1776 ID^3$$

$$ID^3 = 92,3 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 ID^3 &= 92,3 \text{ ft}^3 \\
 ID &= 4,513 \text{ ft} \\
 ID &= 54,16 \text{ in} = 1,376 \text{ m} \\
 \text{Dstandarkan ID} &= 60 \text{ in} = 1,524 \text{ m}
 \end{aligned}$$

b. Menghitung tinggi reaktor (H)

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter vessel} &= 4,513 \text{ ft} \\
 \text{Direncanakan : Tinggi vessel (H)} &= 1,5 \text{ Diameter Vessel (D)}. \\
 \text{Tinggi (H)} &= 1,5 \times ID \\
 &= 1,5 \times 4,513 \text{ ft} \\
 &= 6,770 \text{ ft} = 7 \text{ ft} \\
 &= 84,0 \text{ in} = 2,1337 \text{ m} \\
 \text{Dstandarkan H} &= 84 \text{ in} = 2,1337 \text{ m}
 \end{aligned}$$

c. Menghitung tinggi larutan dalam tangki (H_L)

Volume fluida yang menempati bejana 80% dari volume reaktor, maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume liqui} &= \frac{80}{100} \times \text{Volume reaktor} \\
 &= \frac{80}{100} \times 108,7357 \\
 &= 86,99 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume liqui} = \frac{(\pi \times D^2 \times H_L)}{4} \quad (\text{Brownell and Young, 1959 p.41})$$

$$86,99 \text{ ft}^3 = \frac{(3,14 \times 4,513^2 \times H_L)}{4}$$

$$86,99 \text{ ft}^3 = \frac{63,954 \times H_L}{4}$$

$$347,9542 = 63,954 \times H_L$$

$$H_L = 5,4407 \text{ ft}$$

$$H_L = 65,288 \text{ in} = 1,66 \text{ m}$$

d. Menghitung tekanan design (Pd)

$$\begin{aligned} \text{Tekanan operasi} &= \text{Tekanan luar} = 14,696 \text{ psia} \\ &= (1\text{atm} + 720 \text{ psig}) \end{aligned}$$

$$\rho \text{ larutan} = 70,733 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho \times (H_L - 1)}{144} \text{ (Brownell and Young, 1959 p.46)} \\ &= \frac{70,733 \times (5,44 - 1)}{144} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &= 2,181 \text{ psia} \\ P_{\text{design}} &= 1,05 \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) \\ &= 1,05 \times 14,696 + 2,181 \\ &= 17,72 \text{ psia} = 1,2 \text{ atm} \end{aligned}$$

e. Menghitung tebal shell (ts)

Untuk menghitung tebal silinder dibutuhkan data-data sebagai berikut :

- Pengecekan diameter dan tinggi reaktor, untuk double welded butt joint, dengan syarat :

$$\begin{aligned} D \times H &\leq 1720 \text{ ft} \\ 30,55 &\leq 1720 \text{ ft} \end{aligned}$$

(Brownell and Young, 1959 p.42)

- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-212 grade A.
- Tegangan maksimum (f) yang diijinkan = 16.250 psi.
- Pengelasan yang dipilih tipe doubled welded butt joint.
- Effisiensi Penyambungan (E) = 0,8 (ASME)

(Brownell and Young, table 13.2, p.254)

- Faktor korosi (C) = 0,125 in.
- Ri (Radius inside) = jari-jari vessel

$$Ri = \frac{ID}{2} = \frac{54,2}{2} \text{ in} = 27,08 \text{ in}$$

$$ts = \frac{Pd \times Ri}{(f \times E) - (0,6 \times Pd)} + C \text{ (Brownell and Young, p.275)}$$

Dimana:

ts = tebal tangki (in)

Pd = tekanan desain (psia)

Ri = jari - jari tangki (in)

E = efisiensi penyambungan

f = tegangan maksimum yang diijinkan (psi)

$$ts = \frac{Pd \times Ri}{(f \times E) - (0,6 \times Pd)} + C$$

$$= \frac{17,72 \times 27,08}{13000 - 10,6327} + 0,125$$

$$= 0,1619 \text{ in}$$

Tebal standar = 0,25 in = 1/4 in

$$OD = ID + 2 (ts)$$

$$= 54,16 + 0,3239$$

$$= 54,48 \text{ in}$$

$$ID = OD - 2(ts)$$

$$= 54,48 - 0,3239$$

$$= 54,16 \text{ in}$$

f. Menghitung tebal "flange dan dished head"

Telah diketahui:

- Tekanan design (Pd) = 17,721 psia
- Tegangan maksimum (f) yang diijink: 16.250 psi
- Efisiensi Penyambungan (l) 0,8 (ASME)
- Faktor korosi (C) 0,125 in
- Radius crown (rc) ID = 60 in
- Inside radius pada shell (ri) = 3,6 in
- Menentukan stress-intensification factor untuk torispherical dish head (W).

$$W = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{ri}} \right) \quad (\text{Brownell and Young, p.138})$$

$$W = 1/4 \times \left(3 + \left(60 / 3,6 \right)^{0,5} \right)$$

$$W = 1,7671 \text{ in}$$

$$th_a = \frac{Pd \times r_c \times W}{(2f \cdot E - 0,2 \cdot P)} + C \quad (\text{Brownell and Young, p.138})$$

Dimana :

P = tekanan desain (psi)

r_c = ID

r_i = i_{rc}

E = efisiensi welded joint

C = faktor korosi (in/year)

f = tegangan maksimum yang diijinkan (psi)

$$\begin{aligned} th_a &= \frac{17,721 \times 60 \times 1,767}{2 \times 13.000 - 3,544} + 0,125 \\ &= \frac{1.878,8952}{25.996,46} + 0,125 \\ &= 0,1973 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2(th_a) \\ &= 54,16 + 0,1973 \\ &= 54,35 \text{ in} \end{aligned}$$

Common Types of Formed Heads and Their Selection 82

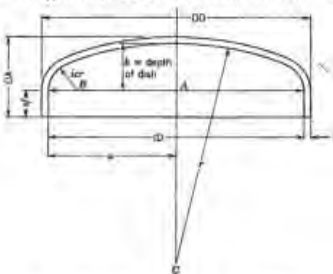


Fig. 5.6. Dimensional relationships for flanged and dished heads.

Dari Brownell and young, 1959 didapatkan :

$$th_a = 1/4 \text{ in} \quad (\text{Table 5.7, p.91})$$

$$sf = 2 \text{ in} \quad (\text{Table 5.6, p.88})$$

$$i_{rc} = 0,75 \text{ in} \quad (\text{Table 5.7, p.91})$$

$$r = 60 \text{ in}$$

$$- a = \frac{ID}{2} \quad (\text{Brownell and Young, p.87})$$

$$a = \frac{60}{2}$$

$$= 30 \text{ in}$$

$$- AB = a - icr \quad (\text{Brownell and Young, p.87})$$

$$= 30 - 0,7500$$

$$= 29,25 \text{ in}$$

$$- BC = r - icr \quad (\text{Brownell and Young, p.87})$$

$$= 60 - 0,7500$$

$$= 59,250 \text{ in}$$

$$- AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \quad (\text{Brownell and Young, p.87})$$

$$= \sqrt{(59,25)^2 - (29,25)^2}$$

$$= 51,527 \text{ in}$$

$$- b = r - AC \quad (\text{Brownell and Young, p.87})$$

$$= 60 - 51,527$$

$$= 8,473 \text{ in}$$

$$- OA = tha + b + sf \quad (\text{Brownell and Young, p.87})$$

$$= 0,2500 + 8,473 + 2$$

$$= 10,72 \text{ in}$$

$$= 0,8936 \text{ ft}$$

Perhitungan Pengaduk

Dipakai impeller jenis propeller dengan 4 buah baffle.

(Geankoplis, p.142)

Dimana :

Da = Diameter impeller

Dt = Diameter tangki

H = Tinggi liquid

W = Tinggi impeller

J = Lebar baffle

L = Panjang pengaduk

C = Jarak pengaduk ke dasar tangki

$$\frac{Da}{Dt} = 0,3$$

$$\begin{aligned} Da &= 0,3 \times Dt \\ &= 0,3 \times 5 \\ &= 1,5 \text{ ft} \\ &= 0,45 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\frac{H}{Dt} = 1$$

$$\begin{aligned} H &= 5 \text{ ft} \\ &= 1,4 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\frac{W}{Da} = \frac{1}{5}$$

$$\begin{aligned} W &= 0,2 \times Da \\ &= 0,2 \times 1 \\ &= 0,3 \text{ ft} \\ &= 0,1 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\frac{C}{Dt} = \frac{1}{3}$$

$$\begin{aligned} C &= 0,3 \times Dt \\ &= 0,3 \times 5 \\ &= 1,5 \text{ ft} \\ &= 0,5 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\frac{L}{Da} = \frac{1}{4}$$

$$\begin{aligned} L &= 0,3 \times Da \\ &= 0,3 \times 1 \\ &= 0,4 \text{ ft} \\ &= 0,1 \text{ m} \end{aligned}$$

Penentuan Putaran Pengaduk

Untuk pengaduk jenis turbin

Da = diameter pengaduk (m)

N = putaran pengaduk (rpm)

Diambil putaran pengaduk

N = 400 rpm = 6,7 rps

$$\begin{aligned} P &= N_p \times \rho \times N^3 \times D^5 \\ &= 2,59 \text{ KW} \\ &= 3,4684 \text{ Hp} \end{aligned}$$

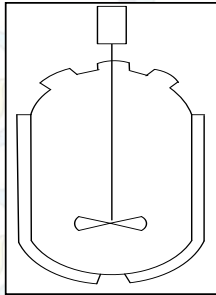


8. Tangki Fermento (R-320)

Fungsi : Membiakkan bakteri sesuai dengan mediana sehingga menghasilkan produk ethanol yang optimal.

Kondisi Operasi :

- Proses : Batch
- Tekanan : 1atm
- Waktu tinggal : 40 jam
- Suhu : 30 °C



Data massa masuk Tangki Fermentor :

Komponen	Massa (kg)	Fraksi	sg	Vol Campuran (lt)
Dekstrin	62,22	0,0018	1,04	60,0717
Maltosa	10.582,03	0,3084	1,54	6.899,05
Glukosa	6.156,62	0,1794	1,56	3.962,40
Xilosa	3.263,96	0,0951	1,54	2.127,96
Air	14.043,64	0,4092	1	14.100,04
Etanol	155,50	0,0045	1,48	105,49
Gliserol	0,41	0,000012	1,65	0,25
Asam Asetat	0,13	0,000004	1,26	0,11
Yeast	25,08	0,0007	0,872	28,88
Antifoam	6,95	0,0002	1	6,98
K2HPO4	19,81	0,0006	1,34	14,84
Total	34.316,36			27.306,07

$$\text{Densitas } (\rho) \text{ larutan} = \frac{\text{Massa larutan (Himmelblau, 1972)}}{\text{Volume larutan}}$$

$$= \frac{34.316,36 \text{ kg}}{27.306,07 \text{ lt}}$$

$$= 1,2567 \text{ kg/lt}$$

$$= 1.256,73 \text{ kg/m}^3$$

$$= 78,4549 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate massa feed} = 34.316,36 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Vessel yang digunakan sebanyak} = 1 \text{ buah}$$

$$\text{Rate massa masuk reaktor} = 1.429,85 \text{ kg/jam}$$

$$= 3.152,24 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Laju volumet} = \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas campuran}}$$

$$= \frac{1.429,85 \text{ kg/jam}}{1.256,7302 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1,1378 \text{ m}^3/\text{jam}$$

1. Menghitung Kecepatan Reaksi

Reaktor yang digunakan adalah reaktor batch berpengaduk.

Untuk menghitung volume reaktor diperlukan nilai k dan orde reaksi.

Reaksi dalam Fermentor

Reaksi Fermentasi Ethanol

Konversi reaksi 95%

S. Cereviseae



dengan :

C_A = konsentrasi glukosa

C_B = konsentrasi air

Berdasarkan teori kecepatan reaksi :

$$(-r_A) = k \times C_A \times C_B, \text{ dengan } C_B > C_A$$

$$k \times C_B = k'$$

$$\text{maka, } (-r_A) = k' \times C_A$$

dari persamaan kecepatan reaksi diatas, reaksi fermentasi merupakan reaksi orde satu. Jika harga $-r_A = -dC_A/dt$

maka persamaan menjadi :

$$-\frac{dC_A}{dt} = kC_A \quad (\text{Levenspiel, p.41})$$

Apabila $C_A = C_{A0}(1-x_A)$ dan diselesaikan dengan integral dan

$$-\int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dC_A}{C_A} = kC_A \longrightarrow -\ln \frac{C_A}{C_{A0}} = kt \quad (\text{Levenspiel, p.41})$$

Diperoleh $k = 0,19409$

orde = 1

Jadi persamaan laju reaksinya menjadi :

$$r_A = 0,19409 \times C_A^1$$

2. Menghitung volume reaktor

$$t = N_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(-r_A)V}$$

$$t = N_{A0} / V \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

$$V = N_{A0} / t \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(-r_A)} \quad (\text{Levenspiel, p.92})$$

dengan :

V = Volume reaktor

X_A = Konversi reaksi

$$\begin{aligned} \text{Mol glukosa (} N_{A0} \text{)} &= \frac{\text{massa glukosa}}{\text{BM glukosa}} \\ &= \frac{6.156,62}{180} \\ &= 34,2035 \text{ kmol} \\ &= 34203,5 \text{ mol} \end{aligned}$$

Konsentrasi glukosa dalam larutan (C_{A0})

$$= \frac{34,2035}{27,3061}$$

$$= 1,2526 \text{ kmol/m}^3$$

$$V = N_{A0} / t \int_0^{x_A} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

$$V = N_{A0} / t \int_0^{x_A} \frac{dX_A}{k C_{A0} (1 - X_A)}$$

$$V = N_{A0} / t k C_{A0} \int_0^{x_A} \frac{dX_A}{(1 - X_A)}$$

$$V = N_{A0} / t k C_{A0} \int_0^{0,95} \frac{dX_A}{(1 - X_A)} \rightarrow \frac{dX_A}{(1 - X_A)} = \ln(1 - X_A)$$

$$V = \frac{N_{A0}}{t \times k \times C_{A0}} \times \ln(1 - X_A) \Big|_0^{0,95} \quad \text{levenspel hal 92}$$

$$= \frac{N_{A0}}{t \times k \times C_{A0}} \times \ln(1 - 0,95) - \ln(1 - 0)$$

$$= \frac{N_{A0}}{t \times k \times C_{A0}} \times \ln 1 - \ln 0,95$$

$$= \frac{N_{A0}}{t \times k \times C_{A0}} \times \ln(1 / 0,95)$$

$$= \frac{34,20}{48 \times 0,1941 \times 1,253} \times 0,0513$$

$$= 0,1503 \text{ m}^3$$

$$= 5,3090 \text{ ft}^3$$

Desain Tangki

1. Bentuk dan Perlengkapan Tangki

Direncanakan betuk tangki berupa silinder vertikal dengan tutup dibagian atas dan bawah berupa flanged dan standart dished head. Tangki juga dilengkapi dengan jaket pendingin untuk menjaga suhu operasi yang diinginkan.

2. Menentukan Ukuran Tangki

a. Menghitung diameter dalam tangki (ID)

Volume vessel = 5,309 ft³

Direncanakan :

- Tutup atas Flanged and Shallow Dished Head.
- Tutup bawah Flanged Only Dished Head.
- Tinggi vessel (H) = 1,5 Diameter Vessel (D).
- Volume silinder = $\pi/4 \times ID^2 \times Hs$
(Brownell and Young,1959 p.41)
- Volume dished head = $0,000049 \times ID^3$
(Brownell and Young,1959 p.87)

Volume vessel = Volume silinder + volume dished head

5,31 ft³ = $(\pi/4 \times ID^2 \times Hs) + (2 \times 0,000049 \times ID^3)$

5,31 ft³ = $(3,14/4 \times ID^2 \times 1,5 ID) + (2 \times 0,000049 \times ID^3)$

5,31 ft³ = 1,1775 ID³ + 0,0001 ID³

5,31 ft³ = 1,1776 ID³

ID³ = 4,5 ft³

ID = 1,651 ft

ID = 19,81 in = 0,503 m

Distandarkan = 25 in = 0,635 m

b. Menghitung tinggi reaktor (H)

Diameter ves = 1,6511 ft

Direncanakan : Tinggi vessel (H) = 1,5 Diameter Vessel (D).

Tinggi (H = 1,5 x ID

= 1,5 x 1,651 ft

= 2,477 ft = 4 ft

= 48,0 in = 1,2192 m

Distandarkan = 48 in = 1,2192 m

c. Menghitung tinggi larutan dalam tangki (H_L)

Volume fluida yang menempati bejana 80% dari volume reaktor, maka :

$$\begin{aligned} \text{Volume liqui} &= \frac{80}{100} \times \text{Volume reaktor} \\ &= \frac{80}{100} \times 5,3090 \\ &= 4,25 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume liqui} = \frac{(\pi \times D^2 \times H_L)}{4} \quad (\text{Brownell and Young, 1959 p.41})$$

$$4,25 \text{ ft}^3 = \frac{(3,14 \times 1,65^2 \times H_L)}{4}$$

$$4,25 \text{ ft}^3 = \frac{8,561}{4} \times H_L$$

$$16,9887 = 8,561 \times H_L$$

$$H_L = 1,9845 \text{ ft}$$

$$H_L = 23,814 \text{ in} = 0,60 \text{ m}$$

d. Menghitung tekanan design (P_d)

$$\begin{aligned} \text{Tekanan operasi} = \text{Tekanan luar} &= 14,696 \text{ psia} \\ &= (1 \text{ atm} + 720 \text{ psig}) \end{aligned}$$

$$\rho_{\text{larutan}} = 78,455 \text{ lb/ft}^3$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times (H_L - 1)}{144} \quad (\text{Brownell and Young, 1959 p.46})$$

$$= \frac{78,455 \times (1,98 - 1)}{144}$$

$$= 0,536 \text{ psia}$$

$$P_{\text{design}} = 1,05 \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}})$$

$$= 1,05 \times 14,696 + 0,536$$

$$= 15,99 \text{ psia} = 1,1 \text{ atm}$$

e. Menghitung tebal shell (ts)

Untuk menghitung tebal silinder dibutuhkan data-data sebagai berikut :

- Pengecekan diameter dan tinggi reaktor, untuk double welded butt joint, dengan syarat :
 $D \times H \leq 1720 \text{ ft}$
 $4,0894 \leq 1720 \text{ ft}$
(Brownell and Young, 1959 p.42)
- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-212 grade A.
- Tegangan maksimum (f) yang diijinkai 16.250 psi.
(Brownell and Young, 1959 p.42)
- Pengelasan yang dipilih tipe doubled welded butt joint.
- Effisiensi Penyambungan (E) 0,8 (ASME)
(Brownell and Young, table13.2, p.254)
- Faktor korosi (C) = 0,125 in.
- Ri (Radius inside) = jari-jari vessel

$$Ri = \frac{ID}{2} = \frac{19,8}{2} \text{ in} = 9,91 \text{ in}$$

$$ts = \frac{Pd \times Ri}{(f \times E) - (0,6 \times Pd)} + C \quad \text{(Brownell and Young, p.275)}$$

Dimana :

- ts = tebal tangki (in)
- Pd = tekanan desain (psia)
- Ri = jari - jari tangki (in)
- E = efisiensi penyambungan
- f = tegangan maksimum yang diijinkan (psi)

$$ts = \frac{Pd \times Ri}{(f \times E) - (0,6 \times Pd)} + C$$

$$= \frac{15,99 \times 9,91}{13000 - 9,59641} + 0,125$$

$$= 0,1372 \text{ in}$$

$$\text{Tebal standar} = 0,1875 \text{ in} = 3/16 \text{ in}$$

$$OD = ID + 2 (ts)$$

$$= 19,81 + 0,2744$$

$$\begin{aligned}
 &= 20,09 \text{ in} \\
 \text{ID} &= \text{OD} - 2(\text{ts}) \\
 &= 20,09 - 0,2744 \\
 &= 19,81 \text{ in}
 \end{aligned}$$

f. Menghitung tebal "flange dan dish head"

Telah diketahui :

- Tekanan design (P) = 15,994 psia
- Tegangan maksimum (f) yang diijinkan 16.250 psi
- Efisiensi Penyambungan (E) 0,8 (ASME)
- Faktor korosi (C) = 0,125 in.
- Radius crown (rc) ID = 20 in
- Inside radius pada shell = 1,3 in

- Menentukan stress-intensification factor untuk torispherical dish head (W).

$$W = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{rl}} \right) \quad (\text{Brownell and Young, p.138})$$

$$W = 1/4 \times (3 + (20 / 1,3)^{0,5})$$

$$W = 1,75 \text{ in}$$

$$t_{ha} = \frac{Pd \times rc \times W}{(2fE - 0,2P)} + C \quad (\text{Brownell and Young, p.138})$$

Dimana :

P = tekanan desain (psi)

rc = ID

ri = irc

E = efisiensi welded joint

C = faktor korosi (in/year)

f = tegangan maksimum yang diijinkan (psi)

$$t_{ha} = \frac{15,994 \times 20 \times 1,750}{2 \times 13.000 - 3,199} + 0,125$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{559,7906}{25.996,8012} + 0,125 \\
 &= 0,1465 \text{ in} \\
 \text{OD} &= \text{ID} + 2(\text{tha}) \\
 &= 19,81 + 0,1465 \\
 &= 19,96 \text{ in}
 \end{aligned}$$

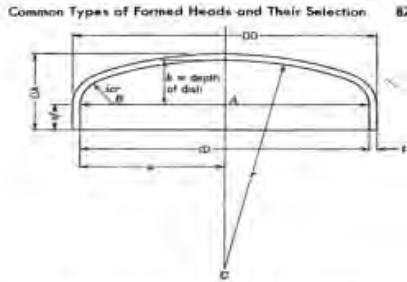


Fig. 3.8. Dimensional relationships for flanged and dished heads.

Dari Brownell and young, 1959 didapatkan :

$$th_a = \frac{3}{16} \text{ in} \quad (\text{Table 5.7, p.91})$$

$$sf = 2 \text{ in} \quad (\text{Table 5.6, p.88})$$

$$icr = 0,5625 \text{ in} \quad (\text{Table 5.7, p.91})$$

$$r = 20 \text{ in}$$

$$a = \frac{\text{ID}}{2} \quad (\text{Brownell and Young, p.87})$$

$$a = \frac{25}{2}$$

$$= 13 \text{ in}$$

$$AB = a - icr \quad (\text{Brownell and Young, p.87})$$

$$= 13 - 0,5625$$

$$= 11,9375 \text{ in}$$

$$BC = r - icr \quad (\text{Brownell and Young, p.87})$$

$$= 20 - 0,5625$$

$$= 19,438 \text{ in}$$

$$- AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \quad (\text{Brownell and Young, p.87})$$

$$= \sqrt{(19,43)^2 - (11,93)^2}$$

$$= 15,3399 \text{ in}$$

$$- b = r - AC \quad (\text{Brownell and Young, p.87})$$

$$= 20 - 15,340$$

$$= 4,660 \text{ in}$$

$$- OA = \frac{t}{2} + b + sf \quad (\text{Brownell and Young, p.87})$$

$$= 0,1465 + 4,660 + \frac{2}{2}$$

$$= 6,8066 \text{ in}$$

$$= 0,5672 \text{ ft}$$

Perhitungan Pengaduk

Dipakai impeller jenis propeller dengan 4 buah baffle.

(Geankoplis, p.142)

Dimana :

Da = Diameter impeller

Dt = Diameter tangki

H = Tinggi liquid

W = Tinggi impeller

J = Lebar baffle

L = Panjang pengaduk

C = Jarak pengaduk ke dasar tangki

$$\frac{Da}{Dt} = 0,3$$

$$\frac{Da}{Dt}$$

$$Da = 0,3 \times Dt$$

$$= 0,3 \times 2$$

$$= 0,5 \text{ ft}$$

$$= 0,17 \text{ m}$$

$$\frac{H}{Dt} = 1$$

$$\frac{H}{Dt}$$

$$H = 2 \text{ ft}$$

$$= 0,5 \text{ m}$$

$$\frac{W}{Da} = \frac{1}{5}$$

$$\frac{W}{Da}$$

$$= \frac{1}{5}$$

$$\begin{aligned}
 W &= 0,2 \times Da \\
 &= 0,2 \times 0,5 \\
 &= 0,1 \text{ ft} \\
 &= 0 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\frac{C}{Dt} = \frac{1}{3}$$

$$\begin{aligned}
 C &= 0,3 \times Dt \\
 &= 0,3 \times 2 \\
 &= 0,5 \text{ ft} \\
 &= 0,2 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\frac{L}{Da} = \frac{1}{4}$$

$$\begin{aligned}
 L &= 0,3 \times Da \\
 &= 0,3 \times 0,5 \\
 &= 0,1 \text{ ft} \\
 &= 0 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Penentuan Putaran Pengaduk

Untuk pengaduk jenis turbin

Da = diameter pengaduk (m)

N = putaran pengaduk (rpm)

Diambil putaran pengaduk

$$N = 500 \text{ rpm} = 8,3 \text{ rps}$$

$$Da = 0,17 \text{ m}$$

$$\mu_{\text{air}} = 0,7679 \text{ cp} = 0,000516 \text{ lbm/ft.s}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = 78,45 \text{ lbm/ft}^3 = 1.256,73 \text{ kg/m}^3$$

$$\phi_s = \frac{\text{massa padatan dalam campuran}}{\text{massa air dalam campuran}}$$

$$= \frac{836,03 \text{ kg}}{585,15 \text{ kg}}$$

$$= 1,4287$$

$$\mu_{\text{campuran}} = \frac{(1+0,5\phi_s) \times \mu_l}{(1-\phi_s)^4}$$

$$= \frac{38,96 \text{ cp}}{0,0262 \text{ lbm/ft.s}}$$

$$= 0,0262 \text{ lbm/ft.s}$$

$$N_{Re} = \frac{Da^2 N \cdot \rho}{\mu} = 688,8428$$

Karena $N_{Re} > 10000$, maka digunakan baffle (Geankoplis, p.143)

$$\begin{aligned} \text{Lebar baffle} = J &= \frac{1}{12} \times Dt \\ &= \frac{1}{12} \times 2 \\ &= 0,14 \text{ ft} \\ &= 0,04194 \text{ m} \end{aligned}$$

Power Pengaduk

$$P = N_p \times \rho \times N^3 \times Da^5$$

Dimana :

- P = Power (hp)
- N_p = Power number
- ρ = Densitas (lbm/cuft)
- N = Rotational speed
- Da = Diameter impeler (ft)

Didapatkan :

$$N_p = 0,3 \quad (\text{Geankoplis, fig, 3.4-4, p.155})$$

$$\begin{aligned} P &= N_p \times \rho \times N^3 \times Da^5 \\ &= 0,03 \text{ KW} \\ &= 0,04 \text{ Hp} \end{aligned}$$

BIODATA PENULIS



Umi Iskrima Aida, dilahirkan di Surabaya, 9 Mei 1994. Bertempat tinggal di Juwangan 75 A Surabaya. Penulis mengawali pendidikan formalnya di SD Muhammadiyah 4 Pucang Surabaya, SMPN 19 Surabaya, dan SMAN 16 Surabaya. Terdaftar sebagai mahasiswa ITS di jurusan DIII Teknik Kimia angkatan 2012. Selama masa perkuliahan, penulis aktif berkegiatan di Himpunan Mahasiswa D3 Teknik Kimia (HIMAD3KKIM) FTI-ITS, dalam bidang Komunikasi dan Informasi sejak 2013-2014. Pada tahun 2014, penulis melaksanakan kerja praktek di PG Madukismo Yogyakarta.

Email : krisma.gingerninja@gmail.com



Tivany Silvia, dilahirkan di Surabaya, 21 September 1994. Bertempat tinggal di Jl. Bukal Banteng wetan xx/35a Surabaya. Penulis mengawali pendidikan formalnya di SDN Bulak Banteng I/236 Surabaya, SMP Barunawati Surabaya, dan SMA Wachid Hasyim I Surabaya. Terdaftar sebagai mahasiswa ITS di jurusan DIII Teknik Kimia angkatan 2012. Selama masa perkuliahan, penulis aktif berkegiatan di Lembaga Dakwa Jurusan Mahasiswa D3 Teknik Kimia FTI-ITS, dalam bidang Kemuslimahan sejak 2013-2014. Pada tahun 2014, penulis melaksanakan kerja praktek di PG Pesantren Baru Kediri.

Email : tivanysilvia@gmail.com