SKRIPSI

PERENCANAAN PENINGKATAN PERKERASAN LENTUR PADA RUAS JALAN TALOK - DRUJU - SENDANGBIRU KABUPATEN MALANG

DISUSUN OLEH:

MERNA DWININGTIAS E.H

08.21.052

PROGRAM STUDI TEKNIK SIPIL

FAKULTAS TEKNIK SIPIL DAN PERENCANAAN

INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL

MALANG

2012

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

PRA RENCANA PABRIK

BIOETANOL DARI JERAMI PADI (RICE STRAW) DENGAN PROSES PEMISAHAN HIDROLISA DAN FERMENTASI (SHF) DENGAN KAPASITAS 13000 KL/TAHUN

PERANCANGAN ALAT UTAMA DESTILASI

SKRIPSI

Disusun Oleh :

NENDY TUMBER DWI DARNA 1014915

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG
2013

DESTILASI
PERANCANGAN ALAT UTAMA

DENGAN KAPASITAS 13000 KILOLITER
PERMENTASI (SHS)
DENGAN PROSES FERMENTASI HIDROLISA DAN
HIDROLISA DARI TEPUNG BADI (MICE SUSTA)

MY HENGANA PARIK

LEMBAR PERSETUJUAN

PRA RENCANA PABRIK

BIOETANOL DARI JERAMI PADI (RICE STRAW) DENGAN PROSES PEMISAHAN HIDROLISA DAN FERMENTASI (SHF) DENGAN KAPASITAS 13000 KL/TAHUN

PERANCANGAN ALAT UTAMA DESTILASI

SKRIPSI

Diajukan SebagaiSyarat Menempuh Wisuda
Sarjana Pada Jenjang Strata Satu (S-1)
Di Institut Teknologi Nasional Malang

Disusun Oleh :

NENDY TUMBER DWI DARNA 1014915

Malang, 03 Agustus 2013

Mengetahui,	Menyetujui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia	Dosen Pembimbing
Jimmy, ST, MT	Rini Kartika Dewi, ST, MT
NIP Y 1039900330	NIP Y 1030100370

BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

Nama	:	NENDY TUMBER DWI DARNA
NIM	:	1014915
Jurusan/Program Studi	:	TEKNIK KIMIA
JudulSkripsi	:	PRARENCANA PABRIK BIOETANOL DARI JERAMI PADI (RICE STRAW) DENGAN PROSES PEMISAHAN HIDROLISA DAN FERMENTASI (SHF) DENGAN KAPASITAS 13000 KL/TAHUN

Dipertahankan dihadapan Tim Penguji Ujian Skripsi Jenjang Strata Satu (S-1) pada :

Hari	:	Kamis
Tanggal	:	03 Agustus 2013
Nilai	:	B+

INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI MALANG TEKNIK KIMIA

Ketua,

Jimmy, ST, MT
NIP Y 1039900330

Sekretaris,

M. Istnaeny Hudha, ST, MT
NIP Y 1030400400

AnggotaPenguji,

PengujiPertama,

Ir. Muyassaroh, MT
NIP Y 1039700306

PengujiKedua,

M. Istnaeny Hudha, ST, MT
NIP Y 1030400400

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Sayayang bertanda tangan di bawah ini :

Nama	: NENDY TUMBER DWI DARNA
NIM	: 1014915
Jurusan/Program Studi	: Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Skripsi yang berjudul :

PRA RENCANA PABRIK

PRARENCANA PABRIK BIOETANOL DARI JERAMI PADI (RICE STRAW) DENGAN PROSES PEMISAHAN HIDROLISA DAN FERMENTASI (SHF) DENGAN KAPASITAS *13000* KL/TAHUNPERANCANGAN ALAT UTAMA REAKTOR DAN DESTILASI

Adalah Skripsi hasil karya saya sendiri, bukan merupakan duplikasi serta tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain yang tidak disebutkan dari sumber aslinya.

Malang, 03 Agustus 2013

Yang membuat pernyataan,

NENDY TUMBER DWI DARNA

PRA RENCANA PABRIK BIOETANOL DARI JERAMI PADI DENGAN PROSES PEMISAHAN HIDROLISIS FERMENTASI (SHF) DENGAN KAPASITAS 13000 kL/TAHUN

Disusun oleh :

1. ANJAR DYAH **10.14.905**

2. NENDY TUMBER **10.14.915**

ABSTRAKSI

Etanol merupakan salah satu bahan kimia yang memiliki peranan penting dalam kehidupan manusia misalnya digunakan sebagai bahan baku industri turunan alkohol, campuran minuman keras, bahan dasar industri farmasi, dan bahan bakar kendaraan. Akan tetapi etanol yang dapat dimanfaatkan sebagai campuran bahan bakar harus mempunyai *grade* sebesar 99,5-100% volume. Salah satu bahan baku yang dimanfaatkan untuk produksi bioetanol adalah jerami karena ketersediaannya yang sangat melimpah yaitu mencapai 83,8 juta ton pada tahun 2008.

Bioetanol dapat diperoleh dengan proses fermentasi yang melibatkan mikroorganisme. Mikroba penghasil etanol yang digunakan adalah *Saccharomyces cereviseae*. Dimana *Saccharomyces cereviseae* memiliki toleransi yang tinggi terhadap inhibitor sehingga produk etanol tidak akan berpengaruh banyak terhadap mikroba. Umpan berupa jerami sebelum diumpankan ke dalam zona fermentasi, dimasukkan terlebih dahulu ke dalam tangki delignifikasi dan hidrolisis dengan tujuan untuk memecah lignin sehingga akan mempermudah pengkonversian sellulosa. Tahap terakhir dalam proses produksi etanol adalah proses pemurnian agar mencapai kemurnian yang diharapkan. Pemurnian dilakukan dengan menggunakan kolom distilasi sebanyak 1 buah. Proses ini dilanjutkan dengan proses dehidrasi dengan menggunakan membran pervaporasi untuk mendapat kadar etanol 99,7%. Proses pembuatan bioetanol ini berlangsung secara kontinyu, 24 jam/hari dan 330 hari/tahun dengan perencanaan sebagai berikut,

- Kapasitas produksi : 13000 kL/tahun
- Bahan baku : 62700 ton/tahun

Pabrik bioetanol ini akan didirikan di Lamongan pada tahun 2014. Pemilihan lokasi ini didasarkan pada ketersediaan bahan baku, biaya transportasi, dan beberapa faktor penunjang yang lain. Berdasarkan analisa ekonomi yang dilakukan, diperoleh hasil sebagai berikut:

- Internal Rate of Return (IRR) : 26,71% per tahun
- Pay Out Time (POT) : 1,95 tahun
- Break Event Point (BEP) : 36,68 %

Kata kunci : Bioetanol, Jerami, Fermentasi

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur penulis panjatkan kehadirat Allah SWT karena dengan rahmat-Nya, kami dapat menyelesaikan laporan Skripsi yang berjudul "Pra Rencana Pabrik Bioetanol dari Jerami Padi (Rice Straw) dengan Proses Pemisahan Hidrolisa dan Fermentasi (SHF) dengan Kapasitas 13000 kL/ Tahun" sebagai syarat untuk menempuh ujian tingkat sarjana strata satu (S-1) di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Nasional Malang.

Terselesainya skripsi ini tidak lepas dari bantuan dan kemudahan yang diberikan oleh banyak pihak, untuk itu kami ingin mengucapkan banyak terima kasih kepada:

1. Bapak Jimmy, ST, MT selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Nasional Malang
2. Ibu Rini Kartika Dewi, ST. MT., selaku Dosen Pembimbing skripsi
3. Orang tua yang telah mendoakan dan mendukung terselesainya skripsi
4. Bapak M.Istnaeny Hudha, ST, MT., selaku Dosen Penguji skripsi
5. Ibu Ir. Muyasaroh, MT., selaku Dosen Penguji Skripsi
6. Semua pihak yang telah membantu dan tidak dapat kami sebutkan satu per satu tanpa bermaksud untuk mengabaikan bantuan yang telah diberikan.

Kami menyadari bahwa masih banyak terdapat kekurangan dalam penyusunan, untuk itu kritik dan saran yang bersifat membangun sangat kami harapkan guna penyempurnaan penulisan laporan Skripsi ini. Semoga skripsi ini dapat bermanfaat, baik bagi penulis, ITN Malang, maupun bagi pembaca.

Malang, Agustus 2013

Penyusun

DAFTAR ISI

BAB I
PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Kebutuhan energi Indonesia setiap tahun semakin meningkat seiring meningkatnya kegiatan dan jumlah penduduk Indonesia. Kebutuhan energi Indonesia sebagian besar berasal dari minyak bumi. Konsumsi minyak bumi di Indonesia setiap tahun meningkat 5-6 % sedangkan cadangan minyak bumi dunia khususnya Indonesia semakin habis karena minyak bumi termasuk energi tak terbarukan (*indomigas.com)*. Cadangan minyak bumi Indonesia adalah sekitar 4,2 miliar barrel atau sekitar 10 tahun dan terdapat sekitar 55 miliar barrel cadangan minyak yang masih belum dapat diambil dengan menggunakan teknologi sekarang ini *(Kompas, 1 Februari 2010)*. Prediksi kebutuhan BBM Indonesia pada tahun 2010 mencapai 1.6 juta bph atau setara dengan 2 juta bph minyak mentah (*indobiofuel.com)*.

Kebijakan Energi Nasional untuk mengembangkan sumber energi alternatif sebagai pengganti BBM yang pada umumnya berasal dari minyak bumi diatur oleh Peraturan Presiden Republik Indonesia Nomor 5 Tahun 2006. Kebijakan tersebut menetapkan bahwa penggunaan minyak bumi berkisar 20 % dari total penggunaan bahan bakar, hal tersebut dapat mengurangi penggunaan bahan bahar dari minyak bumi. Sedangkan untuk penggunan bahan bakar nabati (*biofuel)* adalah 5%, hal tersebut menunjukkan bahwa (*biofuel)* merupakan bahan bakar alternatif yang menjadi perhatian pemerintah dalam mengurangi konsumsi bahan bakar dari minyak bumi. Target pemerintah untuk penggunaan BBM di Indonesia pada tahun 2025 adalah di bawah 1 juta bph.

Biofuel merupakan salah satu sumber energi alternatif yang dihasilkan dari pembuatan minyak nabati, salah satu bentuk dari bioful tersebut adalah bioetanol sebagai pengganti bensin. Melimpahnya sumber daya alam nabati dan disertai dengan kemajuan IPTEK maka dapat dimanfaatkan untuk pembuatan energi alternatif. Pembuatan bioetanol sebagai energi alternatif untuk menjawab permasalahan

dibidang energi dimana kebutuhan bensin yang meningkat sehingga mendesak untuk segera diproduksi bioetanol dalam skala besar

Tujuan utama perancangan pabrik bioetanol dari jerami padi adalah untuk memberi alternatif desain alat dan proses pembuatan bioetanol dari sorghum yang lebih efisien berdasarkan prinsip-prinsip teknik kimia. Selain itu menerapkan disiplin ilmu Teknik Kimia, khususnya di bidang rancang pabrik sehingga akan memberikan gambaran kelayakan Pra Rancang Pabrik Bioetanol dari Jerami Padi untuk memenuhi kebutuhan energi di Indonesia.

Manfaat yang diharapkan dengan didirikannya pabrik bioetanol ini adalah untuk mengurangi impor bioetanol yang selanjutnya bertujuan untuk memenuhi kebutuhan bioetanol di Indonesia. Selain itu untuk mengurangi ketergantungan terhadap bahan bakar serta membantu program pemerintah untuk memasyarakatkan penggunaan bioetanol. Dengan demikian dapat mendorong pertumbuhan industri industri kimia. Selain itu dengan didirikannya pabrik bioetanol akan menciptakan lapangan kerja serta mengurangi jumlah pengangguran, sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan rakyat dan bangsa Indonesia serta dapat meningkatkan perekonomian Indonesia.

1.2. Perkembangan Industri Bioetanol di Indonesia

Pertumbuhan industri etanol di Indonesia khususnya yang berasal dari bahan-bahan terbarukan diperkirakan akan mengalami pertumbuhan yang pesat seiring dengan pertumbuhan kebutuhan akan etanol sebagai bahan bakar alternatif. Etanol dimanfaatkan sebagai bahan campuran bensin dengan komposisi 10% etanol atau yang disebut dengan gasohol E-10. Hal ini juga didukung oleh ketersediaan harga, dan dampak lingkungan pada penggunaan bahan bakar fosil.

Berdasarkan Peraturan Menteri Energi dan Sumber Daya Mineral No.32/2008 tentang Penyediaan, Pemanfaatan, dan Tata Niaga Bahan Bakar Nabati (Bio-Fuel) Sebagai Bahan Bakar Lain, dapat dilihat pada tabel dibawah ini.

Tabel 1.1 Pentahapan Kewajiban Minimal Pemanfaatan Bioetanol E100

Jenis Sektor	Oktober 2008 s.d. Desember 2008	Januari 2008	Januari 2010	Januari 2015**	Januari 2020**	Januari 2025**	Keterangan
Rumah Tangga	-	-	-	-	-	-	Saat ini tidak ditentukan
Transportasi PSO	3% (existing)	1%	3%	5%	10%	15%	Terhadap kebutuhan total
Transportasi Non PSO	5% (existing)	5%	7%	10%	12%	15%	Terhadap kebutuhan total
Industri dan Komersial	-	5%	7%	10%	12%	15%	Terhadap kebutuhan total
Pembangkit Listrik	-	-	-	-	-	-	Saat ini tidak ditentukan

** Spesifikasi disesuaikan dengan spesifikasi global dan kepentingan domestic *(esdm.go.id)*

Bila alkohol diarahkan untuk menjadi bahan bakar pengganti premium, maka kebutuhan akan alkohol atau ethanol akan meningkat dengan cepat. Pada tahun 2004 penjualan Premium di dalam negeri mencapai 16,418 Juta kL, bila 1% kebutuhan ini digantikan oleh alkohol maka diperlukan 0,164 Juta kL, padahal produksi ethanol saat ini sekitar 0,18 Juta kL. Oleh karena itu perlu dicari potensi sumber ethanol yang dapat diperoleh dari berbagai alternatif bahan baku. Saat ini dalam pengembangan sebagai bahan baku bioethanol adalah bahan lignoselulosa..

Jerami padi merupakan salah satu sumber lignoselulosa untuk pembuatan bioetanol. Produksi padi nasional tahun 2009 sebesar 64,40 juta ton Gabah Kering Giling (GKG). Sedangkan jumlah jerami padi yang dapat diperoleh dari hasil panen padi adalah berkisar 1-1,5 kali sehingga jumlah jerami padi pada tahun tersebut adalah sekitar 64,40 juta ton- 96,6 juta ton jerami padi. Jerami dapat menjadi salah satu alternatif bahan baku etanol di Indonesia dengan berdasar pada jumlah produksi jerami padi yang cukup besar

1.3. Kegunaan Produk Bioetanol

Kegunaan bioetanol antara lain :

1. Bahan bakar
2. Bahan pelarut
3. Bahan baku industri lainnya
4. Bahan pembersih, untuk rumah tangga, rumah sakit, dan laboratorium

Contoh kegunaan etanol (alkohol) adalah sebagai berikut,

- **Sebagai bahan bakar**

Etanol dapat dibakar untuk menghasilkan karbon dioksida dan air serta bis digunakan sebagai bahan bakar baik sendiri maupun dicampur dengan petrc (bensin). "Gasohol" adalah sebuah petrol / campuran etanol yang mengandun sekitar 10-20% etanol. Karena etanol biasa dihasilkan melalui fermentasi, mak alkohol bisa menjadi sebuah cara yang bermanfaat bagi negara-negara yang tida memiliki industri minyak untuk mengurangi import petrol mereka.

$$CH_3CH_2OH + 3\ O_2 \rightarrow 2CO_2 + 3\ H_2O$$

Etanol mempunyai nilai kalor (Q) = 75.700 Btu/galon

sedangkan kalau dicampur dengan gasoline dengan presentase 10% etanol da 90% gasoline (menghasilkan produk dengan nama dagang *Gasohol*) maka aka dihasilkan nilai kalor (Q) = 112.000 Btu/gallon

- **Sebagai pelarut**

Etanol banyak digunakan sebagai sebuah pelarut. Etanol relatif aman, dan bis digunakan untuk melarutkan berbagai senyawa organik yang tidak dapat lar dalam air. Sebagai contoh, etanol digunakan pada berbagai parfum dan kosmetil (*http://www.chem-is-try.org.alkohol*)

- **Sebagai bahan baku (*raw material*)**

Untuk membuat ratusan senyawa kimia lain, seperti asetaldehid, etil asetat, asa asetat, etilen dibromida, glicol, etil klorida, dan semua etil ester. Penggunaa etanol yang disesuaikan dengan kualitas produknya dibedakan menjadi :

- *Anhydrous ethanol* (99,7-99,8%) : bahan bakar (fuel)
- *Fine ethanol* (96-96,5%) : untuk pabrik farmasi dan kosmetik

- *Industrial ethanol* (95%) : digunakan untuk keperluan pelarutan
- *Denatured ethanol* (88%) : bahan *intermediate*

1.4 Sifat Bahan Baku dan Produk

1.4.1 Sifat – Sifat Bahan Baku

Kandungan jerami padi dapat dilihat pada tabel dibawah ini:

Tabel 1.1 Kandungan Jerami Padi

Komponen	% massa
Selulosa	38,90%
Xylan	20,40%
Arabinan	3,40%
Galactan	0,50%
Lignin	13,50%
Ash	18,00%
H2O	5,30%

(sumber : Kadam, L.Kiran,Rice Straw as Lignocelulosic Resource, NERL)

b. Air

Sifat fisika:

- Bentuk : cair
- Warna : tidak berwarna
- Spesific gravity : 1,00
- Titik lebu r : 0°C
- Titik didih : 100°C
- Densitas (20°C) : 0,998 g/mL

Sifat kimia:

- Rumus molekul : H_2O
- Berat molekul : 18,0153 gmol-1

1.4.2 Sifat Bahan Pembantu

a) *Saccharomyces cerevisiae*

Sifat-sifatnya:

- Suhu media : 30 – 34°C
- pH : 4 – 5
- Bersifat aerob
- Mikroorganisme yang eukariotik (mempunyai inti sel).

b) **Diamonium Fosfat**

Sebagai bahan baku pembantu pada proses produksi etanol, mempunyai sifa fisika sebagai berikut: Bentuk kristal putih

- Specific gravity 1,619
- Bersifat alkali pada saat bereaksi
- Larut dalam air, tidak larut dalam alkohol
- Tidak mudah terbakar

c). **Kalsium hidroksida ($Ca(OH)_2$)**

Sifat fisika :

- kristal tak berwarna/bubuk putih, tak berbau
- Titik lebur : 580°C
- Specific gravity : 2,24
- Densitas (20°C) : 0,00173 g/mL

Sifat kimia :

- Rumus molekul : $Ca(OH)_2$
- Berat molekul : 74,1 g/mol
- pH : 14

d). **Asam sulfat (H_2SO_4)**

Sifat fisika :

- Cair, tak berwarna
- Densitas : 1,84 g/cm3
- Titik lebur : 10,35 °C

- Titik didih : 340 °C
- Viskositas : 26,7 cP
- Specific gravity : 1,3
- Kelarutan : sangat larut
- Korosif dan reaktif
- Larut dalam air

Sifat kimia :

- Rumus molekul : H_2SO_4
- Berat molekul : 98,0716 g/mol
- Bersifat racun
- Bersifat korosif
- Berbahaya bagi lingkungan

(Gessner Hawley, "*The Condensed Dictionary*", 13th edition)

e). Ammonium sulfat ($(NH_4)_2SO_4$)

Sifat fisika :

- Bentuknya berupa padatan/kristal putih
- Kelarutan : 41,22 g/100 g air
- Densitas (50°C) : 1,77 g/mL
- Titik lebur : 235 – 280 °C

Sifat kimia :

- Rumus molekul : $(NH_4)_2SO_4$
- Berat molekul : 132,14 g/mol
- pH : 5,5
- bersifat mutagenic

(Gessner Hawley, *The Condensed Dictionary 10th edition*)

f) Urea ($CO(NH_2)_2$)

Selain NPK sebagai nutrient, untuk memenuhi unsur – unsur yang diperlukan *nutient yeast* juga diperoleh dari urea ($CO(NH_2)_2$). adalah sebagai berikut:

- Massa molar : 60,06 g / mol

- Penampilan : berbau putih solid,tidak muda

terbakar

- Kepadatan : 1,32 g / cm3
- Titik Leleh : 132,7°C
- Indeks Refraksi,np20 : 1,484;1,602
- Spesific gravity,d420 : 1,335
- Bentuk kristalin : Tetragonal, prisma
- Energi bebas pembentukan (25°C) : -42,120 cal/g mol
- 70% densitas bulk larutan urea : 0,74 g/cm2
- Panas pembentukan : 60 cal/g.endotermik
- Panas larutan dalam air : 58 cal/g,endotermik
- Panas kristalisasi : 110 cal/g,eksotermik

(Perry, R., "Perry's Chemical Engineers' Handbook", 5thed. Singapore.199

Sifat Kimia :

- Larut dalam air, alkohol, dan benzena
- Sedikit larut dalam eter
- Tidak larut dalam klorofom
- Terurai sebelum titik didih

(Gessner Hawley, "*The Condensed Dictionary*", 13th editio

- Urea dibuat dari hidrolisis parsial cyanamide :

  $H_2N\text{-}CN + H_2O \longrightarrow H_2N\text{-}CO\text{-}NH_2$

- Urea dihasilkan dari reaksi antara ammonia dengan karbon dioksida :

  $CO_2 + NH_3 \leftrightarrow H_2N - CO - NH_2 + H_2O$

- Urea dapat bereaksi dengan formaldehid :

  $NH_2\text{-}CO\text{-}NH_2 + HCHO \longrightarrow NH_2 - CO - NH_2 + CH_2OH$

- Pemanasan ammonium sianat dapat terurai menjadi urea :

  $NH_4 + OCN \xrightarrow{Heat} H_2NCONH_2$

(:www.*repository.usu.ac.id/bitstream/123456789/19281/.../Chapter%20II.pd*

e) Antifoam (*Turkey Red Oil*)

Sifat-sifat fisik dari Turkey red oil adalah:

- Warna kuning kecoklatan
- Merupakan cairan yang viscous
- Titik didih 150°C
- Titik lebur 0°C
- Larut dalam air dan membentuk larutan encer
- Specific gravity 1,015 (20°C) untuk 50% dan 1,03 (20°C) untuk 70%

(www.porwal.net)

1.4.3 Sifat – Sifat Produk

a. Bioetanol ;

Sifat Fisika:

- Merupakan senyawa aromatik yang volatile (mudah menguap)
- Keasaman (pKa): 15,9 (H+ dari grup OH)
- Mudah terbakar
- Termasuk B3 (Bahan Berbahaya dan Beracun)
- Berbau tajam (Menyengat)

Tabel 1.2 Sifat Fisika Etanol

Besaran	Nilai
Berat Molekul	46
Titik beku, °C	-114,1
Titik didih normal, °C	+78,32
Temperatur kritis, °C	243,1
Tekanan kritis, kPa	6383,48
Volume kritis, L/mol	0,167
Faktor kompresibilitas kritis, z	0,248
Densitas, pada 20 °C , g/mL	0,7893
Viskositas, pada 20 °C, mPa.s (cP)	1,17

Kelarutan dalam air, pada 20 °C	Larut
Panas penguapan, pada t.d normal, J/g	839,31
Panas pembakaran, pada 25 °C, J/g	29676,69
Panas pembentukan, J/g	104,6
Panas spesifik, pada 20°C, J/g.C.s	2,42
Warna cairan	Jernih

(*Kirk-Othmer*, 339

Spesifikasi etanol dalam perdagangan menurut LCC (Lyondell Chemica Company) dapat dilihat pada Tabel 1.3.

Tabel 1.3 Spesifikasi Etanol

Spesifikasi	190° proof	200° proof
Spesific gravity, 60/60 °F (maks.)	0,816	0,79421
Kemurnian, % wt (min.)	92,42	100
Bahan tidak menguap, mg/100 mL (maks.)	2,5	2,5
Kelarutan dengan air	larut semua	larut semua
Bau	tidak ada bau	
Warna, (maks.)	asing	-
Air, % berat (maks.)	-	
	7,58	

* Proof adalah kandungan alkohol yang dibuat dengan cara mengukur spesifi gravitasi dengan hidrometer pada temperatur standar 15,5 °C. Sebagai contol 190° *proof* mengandung 95 % alkohol dan 200° *proof* mengandung 100 ' alkohol.

a. Sifat Kimia

Etanol merupakan gugus hidroksil dan dapat bereaksi. Sifat kimia etan dengan senyawa lain yaitu,

- Bereaksi dengan Alkali

$$2CH_3CH_2OH + 2Na \rightarrow 2CH_3CH_2ONa + H_2,$$

- Halogenasi

  Etanol beraksi dengan hidrogen halida menghasilkan etil halida seperti etil klorida dan etil bromide.

  $$CH_3CH_2OH + HCl \rightarrow CH_3CH_2Cl + H_2O$$

- Pembentukan Ester

  Pada kondisi terkatalisasi asam, etanol bereaksi dengan asam karboksilat menghasilkan etil ester dan air.

  $$RCOOH + HOCH_2CH_3 \rightarrow RCOOCH_2CH_3 + H_2O$$

- Dehidrasi

  Asam kuat seperti asam sulfat menyebabkan etanol terdehidrasi menjadi dietil eter atau etilen.

  $2\ CH_3CH_2OH \rightarrow CH_3CH_2OCH_2CH_3 + H_2O$ $CH_3CH_2OH \rightarrow H_2C{=}CH_2 + H_2O$

- Oksidasi

  Etanol dapat dioksidasi menjadi asetaldehid, dan oksidasi lebih lanjut menjadi asam asetat. Larutan oksidator kuat, seperti asam kromat dan kalium permanganat, mengoksidasi etanol menjadi asam asetat.

  $$C_2H_5OH + 2O \rightarrow CH_3COOH + H_2O$$

- Klorinasi

  Etanol dapat dioksidasi oleh klorin dan alfa karbon klorinasi untuk membentuk senyawa

  $$4Cl_2 + C_2H_5OH \rightarrow CCl_3CHO + 5HCl$$

- Pembakaran

  Pembakaran etanol menghasilkan karbon dioksida dan air.

  $$C_2H_5OH(g) + 3\ O_2(g) \rightarrow 2\ CO_2(g) + 3\ H_2O(l) \quad (\Delta H_r) = -1409\ kJ/mol$$

  (Frederick D. Rossini (1937). "Heats of Formation of Simple Organic Molecules";

b. Karbondioksida

Sifat fisika:

- Gas tak berwarna dan tak berbau
- Vapor specific grafity (21°C) : 1,52

- Titik didih (760 mmHg) : -78,5°C
- Titik beku : -56,6°C
- Sedikit larut dalam air

Sifat kimia:

- Berat molekul : 44,01 g/mol
- Rumus molekul : CO_2
- Bereaksi dengan air kapur.
- Bereaksi dengan air
- Densitas : 1,98 g/L
- Viskositas (-78°C) : 0,07 cP

1.5. Kapasitas Produksi

Pra Rancang Pabrik Etanol dari Jerami Padi ini menggunakan proses semi *batch* dan direncanakan beroperasi pada tahun 2015 yaitu dengan masa konstruksi tahun. Berdasarkan Permenesdm di atas, pada tahun 2015 mengikuti regulasi tahu 2010, minimum penggunaan bioetanol adalah sebesar 3% dari kebutuhan bahan baka total untuk transportasi PSO (Publik Service Obligation), 7% untuk Transportasi non PSO, dan 7% untuk Industri dan Komersial, dimana data pertumbuhan pejuala bahan bakar premium dalam negeri adalah sebagai berikut,

Tabel 1.7 Data Pertumbuhan Pejualan Bahan Bakar Premium Dalam Negeri

Tahun	Penjualan (kL/tahun)	Pertumbuhan
2002	13345194,00	-
2003	13235789,.12	-0,008198
2004	13407985,54	0,013010
2005	17480327,00	0,303725
2006	17071164,00	-0,023407
2007	16616342,82	-0,026643
Rata-Rata Pertumbuhan		0,05169744

(dtwh2.esdm.go.id

Dengan pertumbuhan rata-rata sebesar 5,17% maka diperoleh prediksi kebutuhan premium 2014berdasarkan persamaan:

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

dimana:

F = Nilai pada tahun ke-n

P = Nilai pada tahun awal

n = tahun

i = pertumbuhan

Dari data di atas diperoleh penjualan premium pada 2016 sebesar 23.646.733,74 kL/tahun. Dengan regulasi di atas, diambil kebutuhan bio-etanol pada tahun 2016 sebesar 7% dari kebutuhan bahan bakar per tahun, sehingga diperleh perhitungan kebutuhan etanol sebagai berikut:

Kebutuhan etanol 2016 = 7% x konsumsi Premium

= 0,07 x 23.646.733,74 kL/tahun

= 1.655.271 kL/tahun

Data ekspor etanol Indonesia dapat dilihat pada tabel berikut,

Tabel 1.8 Data Ekspor Etanol Indonesia

Tahun	Ekspor ($)	Pertumbuhan
2003	2.045.488	0
2004	2.902.587	0,419019324
2005	1.890.433	-0,34870755
2006	1.277.737	-0,324103525
2007	1.105.706	-0,134637253
2008	986.481	-0,107827035
Rata-rata =		-0,08270934

Ekspor etanol 2014 = $ 587,665.99

Data impor etanol Indonesia adalah sebagai berikut,

Tabel 1.9 Data Impor Etanol Indonesia

Tahun	Impor ($)	Pertumbuhan
2003	15.518	0
2004	35.324	1,276324269
2005	2.508	-0,929000113
2006	11.899	3,744417863
2007	25.717	1,161274057
2008	36.811	0,431387798
Rata-rata=		0,947400645

Impor etanol 2014 = $ 2,007,749.25

Selisih Ekspor-Impor = $ 587,665.99 - 2,007,749.25

= $ -1,420,083.27

= Rp. -13,348,782,725.23

(Asumsi kurs dolar ke rupiah sebesar Rp 9.40

Ekspor-Impor = Rp -13,348,782,725.23/ Rp 9.000,00/liter Etanol

= -1,483,198.08 liter per tahun

= -1,483.20 kL/ tahun

Jumlah etanol yang harus disuplai oleh industri dalam negeri adalah sama denga kebutuhan etanol dikurangi dengan jumlah impor ditambah dengan jumlah ekspo Sehingga dari perhitungan di atas diperoleh jumlah etanol yang harus disuplai da industri sebesar 1.653.787,8 kL/tahun.. Di bawah ini merupakan tabel nam perusahaan etanol yang telah beroperasi di Indonesia.

Tabel 1.10 Nama perusahaan etanol yang telah beroperasi di Indonesia

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas Produksi (kL/tahun)	Bahan Baku
PT Aneka Kimia Nusantara	Mojokerto	5.000	Molasses
PT Basis Indah	Sulawesi	1.600	Molasses
PT Bukitmanikam SuburPersada	Lampung	42.000	Molasses
PT Indo Acidatama Chemical	Surakarta	51.282	Molasses
PT Madu Baru	Yogyakarta	6.720	Molasses
PT Molindo Raya Industrial	Malang	45.000	Molasses
BPPT	Lampung	30	Cassava
PT Indo Lampung Distillery	Lampung	70.000	Molasses
PT. Basis Indah	Makasar	1.600	Molasses
PT. PN XI	Surabaya	6.000	Molasses
PT RNI	Jawa Timur	100.000	Molasses
PT. Rhodia Manyar	Surabaya	11.000	Molasses
TOTAL		**370.000**	

(Science and Technology Seminar Jakarta March 7 2007, http://indonetwork.co.id)

Apabila dibandingkan dengan kapasitas produksi total pabrik etanol yang telah berdiri saat ini yaitu sebesar 370.000 kL/tahun, maka terdapat kekurangan suplai etanol untuk tahun 2014 sebesar 1.283.787,8 kL/tahun. Pada pra rancang pabrik ini, diambil kapasitas sebesar 1% dari kekurangan suplai etanol tersebut.

Kapasitas Produksi = 1 % x 1.283.787,8 kL/tahun

= 12.837,878 kL/tahun

~ 13.000 kL/tahun

Pertimbangan diambilnya kapasitas pabrik di atas antara lain memperhatikan kapasitas pabrik etanol yang telah berdiri saat ini yang ingin meningkatkan kapasitas produksinya serta kemungkinan adanya pendirian pabrik etanol yang lain baik berbahan baku biomassa lignoselulosa maupun pati atau molases, serta adanya faktor alokasi bahan baku utama untuk kebutuhan lain seperti pupuk dll.

BAB II
SELEKSI DAN URAIAN PROSES

2.1. Macam Proses

Bioetanol dapat diperoleh dengan bermacam-macam proses, yaitu :

- Proses Sintesis dari etilene
- Proses hidrasi langsung dari ethylene
- Proses Hodrolisa dan Fermentasi

(Sumber : Kirk Othmer, 34)

a. Proses Sintesis dari etilene

Proses tidak langsung dalam memproduksi etanol melibatkan pelarutan etilene ke dalam asam sulfat untuk membentuk etil sulfat yang akan dihidrolisis untuk membentuk etanol. Pada proses ini akan dihasilkan produk samping dietil eter yang dapat dijual atau diresirkulasi. Reaksi yang terjadi pada cara pembuatan bioethanol/etanol dengan proses esterifikasi dan hidrolisis etilene adalah sebagai berikut :

$$H_2C{=}CH_2 + H_2SO_4 \rightarrow C_2H_5OSO_3H$$

$$H_2C{=}CH_2 + H_2SO_4 \rightarrow (CH_3\ CH_2O)_2SO_2$$

$$CH_3CH_2OSO_3H + H_2O \rightarrow CH_3CH_2OH + H_2SO_4$$

$$(CH_3CH_2O)_2SO_2 + 2\ H_2O \rightarrow 2CH_3CH_2OH + H_2SO_4$$

$$(CH_3CH_2O)_2SO_2 + CH_3CH_2OH \rightarrow CH_3CH_2OSO_3H + (CH_3CH_2)_2O$$

Kandungan etilene pada gas hidrokarbon adalah sebesar 35 – 95%, sedangkan sisanya adalah gas metana dan etana. Hidrokarbon *unsaturated* yang terkandung dalam gas alam dapat membentuk alcohol sekunder, sehingga harus dihilangkan.

Prosesnya adalah sebagai berikut :

Proses absobsi terjadi dengan mengontakkan secara *countercurrent* etilene dengan asam sulfat 95 – 98% pada reactor kolom pada 80°C dan pada tekanan 1,3 – 1,5 MPa (180 – 200 psig). Proses absorbsi terjadi secara eksotermis sehingga perlu pendingin untuk menjaga agar suhunya tetap dan memperkecil resiko korosi. Rate absorbs meningkat ketika etil hydrogen sulfat terbentuk dalam larutan asam. Hal ini meningkatkan kelarutan etilene dalam etil hydrogen sulfat dari pada kelarutan etilene dalam asam sulfat. Absorbat yang mengandung campuran etil sulfat kemudian dihidrolisis dengan cukup air untuk menghasilkan larutan asam sulfat encer yang kadarnya kira – kira 50 – 60%. Campuran hidrolisis dipisahkan dalam kolom *stripping* untuk menghasilkan asam sulfat encer pada *bottom* kolom *stripping* dan campuran gas alcohol – eter – air pada *overhead* kolom *stripping*. Campuran yang keluar dari overhead stripping dicuci dengan air atau NaOH encer dan kemudian setelah itu dimurnikan dengan distilasi. Dietil eter merupakan produk samping dari reaksi etanol dengan dietil sulfat. Hasil konversi dari etilene menjadi etanol dengan proses ini adalah sebesar 90% dengan 5 – 10% produk samping, yaitu dietil eter ($C_2H_5OC_2H_5$).

b. Proses hidrasi langsung dari ethylene

Ada dua kategori proses utama untuk hidrasi langsung ethylene menjadi etanol. Proses fase uap mengontakkan katalis yang berwujud solid atau liquid dengan reaktan yang berwujud gas. Proses fase campuran mengontakkan katalis yang berwujud solid atau liquid dengan reaktan yang berwujud cairan dan gas. Biasanya, etanol diproduksi dengan proses fase uap, sedangkan proses fase campuran digunakan untuk hidrasi analog dari propylene menjadi 2 – propanol.

Reaksi yang terjadi pada proses hidrasi fase uap ethylene dengan batuan katalis H_3PO_4 adalah sebagai berikut :

$$H_2C{=}CH_2 + H_2O \rightarrow CH_3CH_2OH$$

Proses pembuatan etanol dengan hidrasi langsung ethylene adalah sebagai berikut:

Gas yang kaya akan ethylene dicampur dengan air proses, kemudian dipanaskan sampai mencapai suhu reaksi yang diinginkan. Kemudian campuran tersebut dilewatkan II – 3, melalui reaktor *fixed – bed catalytic* untuk membentuk etanol. Uap yang meninggalkan reaktor sedikit lebih panas dari pada uap mula – mula yang masuk ke reaktor karena reaksinya adalah reaksi eksotermis. Produk dari reaktor kemudian didinginkan dengan pertukaran panas dengan aliran masuk ke reaktor dan kemudian dipisahkan menjadi aliran uap dan aliran liquid. Aliran liquid mengalir ke system penyulingan etanol, dan aliran uap di alirkan ke *scrubber* untuk menghilangkan kandungan etanol dari uap tersebut dengan mengontakkannya dengan air. Gas keluaran dari *scrubber* (*washed gas*), yang kebanyakan adalah ethylene yang tidak bereaksi, kemudian diperkaya dengan feed gas ethylene yang baru untuk kemudian di *recycle* ke reaktor. Aliran purge dibuang dari ethylene hasil *recycle* untuk mencegah penimbunan *impurities* yang tidak diinginkan di dalam siklus gas. Aliran produk liquid kemudian diumpankan ke system distilasi untuk menghilangkan impurities ringan dan untuk mendapatkan 95% volume etanol – air azeotrope. Untuk memproduksi etanol anhydrous, campuran etanol – air azeotrope tersebut diumpankan ke system dehidrasi.

c. Proses Hidrolisis dan Fermentasi

Etanol dapat dihasilkan dengan proses fermentasi dari bahan – bahan yang mengandung gula/glukosa atau senyawa yang dapat diubah menjadi gula/glukosa. Banyak dan berbagai variasi bahan digunakan dalam produksi etanol melalui proses fermentasi dikelompokkan berdasarkan jenis bahan pertaniannya, yaitu : gula/glukosa, pati/karbohidrat, dan bahan berselulosa. Bahan yang mengandung gula/glukosa (dari gula/sari tebu, gula bit, molasses, atau buah – buahan) dapat langsung dikonversi menjadi etanol. Bahan berpati (dari padi – padian, kentang, atau ubi – ubian) harus dihidrolisis menjadi gula yang dapat difermentasi dengan bantuan enzyme dari ragi atau jamur/khamir. Bahan berselulosa (dari kayu, sisa – sisa pertanian, atau cairan buangan *sulfite* dari pabrik kertas) harus dikonversi menjadi gula/glukosa dengan hidrolisis dengan asam mineral. Ketika gula sederhana terbentuk, maka enzim dari yeast dapat mengubah gula sederhana

tersebut menjadi etanol dengan proses fermentasi. Persamaan reaksi sederhan untuk konversi pati menjadi etanol adalah sebagai berikut :

$$C_6H_{10}O_5 \xrightarrow{\text{Enzim}} C_6H_{12}O_6 \xrightarrow{\text{yeast}} 2C_2H_5OH + 2\ CO_2$$

Langkah – langkah proses dasar untuk mengkonversi pati menjadi etanol adala *degermination*, *milling*, pemisahan pati dengan kulit, *slurrying – liquefactior* hidrolisis pati menjadi gula/glukosa, fermentasi, distilasi, dan dehidrasi. Hidrolisi atau sakarifikasi biasanya menggunakan enzim *amylase* dan fermentasiny biasanya menggunakan *Saccharomyces ceerevisiae.*

Pada tahap liquifikasi dilakukan penambahan air dan enzim alpha amylase. Prose dilakukan pada suhu 80 - 90°C. berakhirnya proses liquifikasi ditandai denga parameter cairan seperti sup. Tahap sakarifikasi dilakukan pada suhu 55 - 60°C enzim yang ditambahkan kali ini adalah enzim glukoamilase. Pada taha sakarifikasi ini akan terjadi pemecahan gula kompleks menjadi gula sederhana.

Pada tahap fermentasi terjadi proses pemecahan gula – gula sederhana menjad etanol dengan melibatkan enzim dan ragi. Fermentasi dilakukan pada kisaran suh 27 - 32°C. pada tahap ini akan dihasilkan gas CO2 sebagai produk samping da sludge sebagai limbahnya. Gas CO2 yang dihasilkan memiliki perbandinga stoikiometri yang sama dengan etanol yang dihasilkan, yaitu 1 : 1. Setela difermentasi, etanol kemudian masuk ke tahap pemurnian (distilasi) sehingg didapatkan etanol dengan kadar kemurnian hingga 95%. Setelah dimurnikan etanol hasil distilasi dapat dikeringkan II – 5. dengan metode purifikasi molecula sieve untuk meningkatkan kemurnian etanol hingga memenuhi spesifikasi baha bakar. Etanol hasil pengeringan memiliki kemurnian hingga 99,9%.

Etanol merupakan alkohol, golongan senyawa kimia yang molekulny mengandung kelompok ion hidroksil (-OH) yang terikat pada atom karbon Rumus molekul etanol adalah CH_3CH_2OH, etanol memiliki titik leleh –114.1°C da memiliki titik didih 78.5°C (*scifun.chem.wisc.edu)*

Etanol merupakan salah satu bentuk energi terbarukan yang akhir-akhir in mulai digunakan sebagai bahan bakar terutama untuk mesin. Tidak seperti bensi yang didistilasi dari *crude oil,* etanol dapat diperoleh dari bagian *starch* tanaman Etanol juga menghasilkan karbondioksida dan air pada pembakaran sempurn seperti halnya pada bensin.

2.2 Seleksi Proses

Kriteria untuk pemilihan proses yang terbaik adalah mencari biaya yang ekonomis dengan konversi yang setinggi mungkin dan jika memungkinkan waktu operasi yang singkat. Perjalanan pengembangan proses produksi bioetanol, proses hidrolis (sakarifikasi) dan fermentasi dapat diklasifikasikan menjadi tiga proses yang berbeda yaitu :

a. Proses Separated Hydrolysis Fermentation (SHF)

   Proses pembuatan etanol dimana tahap Hidrolisis dan tahap fermentasi dan tahap fermentasi berlangsung terpisah. Bahan baku yang mengandung pati mengalami proses hidrolisis (liquefaksi dan sakarifikasi) secara terpisah dari proses fermentasi. Setelah proses hidrolisis selesai, dilanjutkan proses fermentasi, hal ini dimaksud untuk memudahkan pengontrolan

b. Proses Simultaneous Sccharification and fermentation (SSF)

   Proses SSF ini memiliki dasar yang sama dengan proses SHF, hanya saja tahap hidrolisis dan tahap fermentasi berlangsung simultan pada satu tangki. Beberapa saat setelah ditambahkan a-amilasi, pada tangki ditambahkan glukoamilase untuk mengkonversi dekstrin yang dihasilkan oleh a-amilase menjadi gula sederhanauntuk difermentasikan menjadi etanol. Kemudian pada tangki itu juga ditambahakan *Saccharomycess cerevisae* untuk memfermentasikan gula menjadi etanol, sehingga tidak terjadi akumulasi gula yang akan menyebabkan inhibisi pada a-amilase [Neves, 2006]

c. Proses Simultaneous Sccharification and co fermentation (SSCF)

2.3. Uraian Proses

Proses yang digunakan dalam produksi bioethanol ini merupakan proses hidrolisis dan fermentasi. Uraian proses pembuatan etanol dari jerami padi dapat dibagi menjadi beberapa tahap, yaitu :

1. Tahap persiapan bahan baku

2. Tahap hidrolisis

3. Tahap Starter

4. Tahapfermentasi

5. Tahap Pemurnian

6. Tahap Penanganan produk

Adapun uraian dari masing – masing tahapan proses tersebut adalah sebagai berikut :

1. Tahap persiapan bahan baku

Jerami padi yang sudah dalam keadaan kering diperoleh pabrik dari truk pengangkut jerami yang mengambil jerami dari hasil panen padi. Jerami kering disimpan dalam *Storage* (F-111). Jerami kering diangkut ke dalam *Knife Cutter* (C-113) dengan menggunakan *Belt Conveyor* tertutup (J-112A) untuk menghindari material yang terbawa angin. Di dalam *Knife Cutter* (C-113) jerami mengalami proses pencacahan dengan tujuan mereduksi ukuran jerami padi dari 30-50 cm menjadi 1-2 cm.

Jerami hasil pencacahan tersebut akan diangkut dengan menggunakan *Belt Conveyor* tertutup (J-112B) menuju Reaktor Dilignifikasi (R-110) untuk mendegradasi ikatan lignin pada hemiselulosa dan selulosa sekaligus untuk menghidrolisis hemiselulosa menjadi *xylose, mannose,*dan *arabinose.* Waktu reaksi yang diperlukan adalah 10 menit. Pada Reaktor Dilignifikasi dialirkan *steam* dengan cara kontak langsung secara *continue* untuk mencapai temperatur operasi yaitu 215°C dengan tekanan 21 bar. Setelah itu, hasil dilignifikasi yang berupa *slurry* dialirkan menuju Tangki *Blowdown* (F-119) untuk menurunkan tekanan menjadi 1 bar kemudian didinginkan dengan menggunakan *Cooler* (E-115) sehingga diperoleh temperatur 35°C. Di *Rotary Vacuum Filter* (H-116) akan dipisahkan solid dan liquid dari *slurry* tersebut, komponen solid yang berupa selulosa dan lignin akan diangkut dengan menggunakan *Screew Conveyor* (J-211) solid tersebut akan mengalami proses pengangkutan lebih lanjut dengan menggunakan *bucket elevator* (J-212) untuk menuju *Bin* (F-213). Di dalam *Bin* rate padatan yang akan masuk dalam tangki hidrolisis dapat diatur. Setelah melalui *Bin* tersebut, komponen solid dialirkan menuju ke Reaktor Hidrolisis (R-210) untuk proses hidrolisis selulosa. Sedangkan untuk komponen liquid yang

terdiri dari gula terlarut berupa xylosa akan masuk ke dalam Tangki Penampung Filtrat (F-216) lalu dialirkan dengan menggunakan Pompa Sentrifugal (L-219A) menuju tangki netralisasi (F-218).

2. Tahap Hidrolisis

Setelah tahap *pretreatment* komponen solid akan menuju ke Reaktor Hidrolisis (R-210) untuk proses hidrolisis selulosa. Tahap hidrolisis menggunakan asam encer karena reaksi hidrolisis secara kimia dapat dilakukan dengan menggunakan asam encer. Untuk mencapai temperatur operasi reaktor tersebut yang sebesar 190°C pada tekanan 12 bar digunakan aliran *steam*. Asam encer yang digunakan mempunyai kadar 1,5%. Asam (H_2SO_4) dialirkan menuju Tangki Pengenceran H_2SO_4 (F-118) dengan menggunakan Pompa Sentrifugal (L-114B).. Pada tangki Pengencer tersebut asam sulfat mengalami pengenceran dengan menggunakan air. Temperatur Asam Sulfat yang akan masuk ke dalam Reaktor Hidrolisis adalah 35 °C. Pada Reaktor Hidrolisis terjadi proses reaksi selulosa menjadi glukosa dengan konversi 50%. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut

$$\underset{\text{selulosa}}{(C_6H_{10}O_5)_n} + n\,H2O \longrightarrow \underset{\text{glukosa}}{n\,C_6H_{12}O_6}$$

Hasil hidrolisis dari reaktor tersebut adalah berupa campuran asam sulfat encer, glukosa serta komponen solid atau lignin. Campuran tersebut akan dialirkan menuju Tangki Blowdown (F-214) untuk menurunkan tekanan menjadi 1 bar, kemudian dialirkan ke *cooler* (E-215) sehingga temperatur campuran menjadi 35°C. Campuran kemudian dialirkan menuju Tangki Netralisasi (F-218), pada tangki tersebut terjadi penetralan asam sulfat encer dengan menggunakan $Ca(OH)_2$ yang nantinya akan bereaksi dengan H_2SO_4 membentuk hidrat gypsum $CaSO_4.2H_2O$ yang mudah untuk dipisahkan karena gypsum ini mengendap dan bisa dijual sebagai produk samping. Reaksi yang terjadi :

Reaksi 1

$$Ca(OH)_2 + H_2SO_4 \longrightarrow 2H_2O + CaSO_4$$

Reaksi 2

$$CaSO4 + H_2O \longrightarrow CaSO_4.2H_2O$$

Tujuan netralisasi adalah agar tingkat keasaman tidak terlalu tinggi yaitu pH berkisar 4-6 sehingga dapat digunakan dalam proses fermentasi. Setelah

dinetralkan, campuran dialirkan menuju *Rotary Vacuum Filter* (H-311) Pada *Rotary Vacuum Filter* (H-311) ini, campuran akan dipisahkan menjadi komponen liquid dan komponen solid. Komponen solid akan dibuang ke limbah sedangkan komponen liquid yang berupa campuran asam sulfat encer dan glukosa akan dialirkan menuju Tangki Penampung (F-312). Selanjutnya hasil hidrolisis akan dialirkan menuju ke Tangki Starter (F-310) dengan menggunakan Pompa Slurry (L-314), hasil dari tangki stater kemudian dialirkan ke Tangki Fermentor (F-320) dengan menggunakan Pompa Slurry (L-315)

3. Tahap Starter

Hasil hidrolisis yang masuk ke Tangki Starter (F-310) sebesar 10% dari hasil hidrolisis. Kondisi operasi proses ini adalah pada temperatur 30 °C dan tekanan 1 bar dengan proses secara *batch.* Pada Tangki Starter (F-310) ditambahkan $(NH_4)_2HPO_4$ sebanyak 0,67 g/L volume yang masuk tangki dan urea $(CO(NH_2)_2)$ sebanyak 0,5% massa yang masuk dalam tengki. $(NH_4)_2HPO_4$ dan $(CO(NH_2)_2)$ merupakan sumber unsur N dan P untuk keperluan pertumbuhan yeast. Yeast yang dipakai adalah *Saccharomyces cereviceae*, karena yeast ini menghasilkan etanol dengan yield yang tinggi dan memiliki toleransi tinggi terhadap etanol. Jumlah yeast yang digunakan adalah 10% dari massa total komponen yang masuk ke dalam Tangki Starter (F-310), tahap ini berlangsung selama 24 jam.

Reaksi yang terjadi pada tahap pembuatan starter adalah pembentukan sel sel yeast dan reaksi pembentukan alkohol serta beberapa reaksi samping menghasilkan asam asetat, asam laktat dan xylitol. Pembuatan larutan starter dilakukan pada kondisi aerob karena adanya oksigen akan menghambat pembentukan alkohol, tetapi dapat meningkatkan jumlah sel ragi yang tumbuh.

Reaksi yang terjadi pada tahap starter

a. Reaksi pembentukan etanol dari glukosa

$$C_6H_{12}O_6 \xrightarrow{\text{Zymase}} 2\ C_2H_5OH + 2\ CO_2$$ konversi 85 %

b. Reaksi pembentukan Asam Asetat dari glukosa

$$C_6H_{12}O_6 \longrightarrow 3CH_3COOH$$ konversi 2,2 %

c. Reaksi Pembentukan Asam Laktat dari glukosa

$$C_6H_{12}O_6 \longrightarrow 2C_3H_6O_3$$ konversi 1,3 %

d. Reaksi Pembentukan Etanol dari Xylose

$3C_5H_{10}O_5 \longrightarrow 5C_2H_5OH + 5CO_2$ konversi 80 %

e. Reaksi Pembentukan Asam Asetat dari Xylose

$2C_5H_{10}O_5 \longrightarrow 5CH_3COOH$ konversi 1 %

f. Reaksi Pembentukan Asam Laktat dari Xylose

$3C_5H_{10}O_5 \longrightarrow 5C_3H_6O_3$ konversi 1 %

g. Reaksi Pembentukan Xylitol dari Xylose

$C_5H_{10}O_5 + H_2O \longrightarrow C_5H_{12}O_5 + 0{,}5\ O_2$ konversi 2 %

Selanjutnya larutan starter ini dialirkan ke Tangki Fermentor (R-320) dengan menggunakan Pompa Sentrifugal (L-315).

4. Tahap Fermentasi

Hasil hidrolisis dan larutan starter akan masuk ke Tangki Fermentor (R-320). Proses fermentasi dilangsungkan pada pH 4-6, pada temperatur 30-35°C (*Frings, 2006*) dan kondisi fermentasi dijaga anaerobik. Pada Tangki Fermentor (R-320) proses berlangsung secara *batch*. Mikroba yang membantu proses fermentasi adalah *Saccharomyces cerevisiae*. Proses fermentasi mampu menghasilkan etanol sampai kadar 12% karena diatas kadar tersebut mikroorganisme yang membantu proses fermentasi tidak dapat bekerja lagi. Kandungan dalam umpan fermentor ini adalah berupa glukosa, xylosa, arabinose, galactose, dan furfural yang akan difermentasi oleh *Saccharomyces cereviceae* yang diumpankan dari tangki starter. Untuk mencegah terbentuknya buih dalam Tangki Fermentor (R-320) akibat adanya pengadukan yang dapat mengganggu terjadinya proses fermentasi di dalam tangki tersebut, maka ke dalam tangki tersebut ditambahkan antifoam *"Turkey Red Oil* sebanyak 24,2% dari volume *feed* per hari. Proses di dalam tangki ini terjadi selama 36 jam dengan suhu operasi 30°C. Hasil fermentasi kemudian akan dialirkan menuju Tangki Penampung (F-322) dengan menggunakan Pompa Sentrifugal (L-321A) , dalam tangki penampung terjadi proses inaktivasi bakteri yang digunakan agar tidak terjadi fermentasi lebih lanjut.Inaktivasi dilakukan dengan memanaskan tangki penampung menggunakan steam sampai suhu 60 ^{0}C. Dari Tangki Penampung dialirkan menuju *Rotary Vacuum Filter* (H-323) dengan menggunakan Pompa

Slurry (L-321B). Pada *Rotary Vacuum Filter* ini terjadi pemisahan komponer solid yang berupa gypsum hasil dari tahap hidrolisis dan liquid yang berupa *bee* (campuran etanol, bahan yang tidak terkonversi, hasil samping reaksi, dan air) Komponen solid tersebut dapat dijual sebagai produk samping, sedangkar komponen liquid dialirkan ke Tangki Penampung (F-324) yang berfungsi sebaga penampung sementara komponen liquid, kemudian komponen liquid dialirkar dengan menggunakan Pompa Sentrifugal (L-321C) menuju tahap purifikasi yan terdiri dari Kolom Distilasi (D-410) dan membran untuk memurnikan etanol yan diperoleh. Reaksi dan konversi yang terjadi pada reaktor fermentasi adalal sebagai berikut :

a. Reaksi Pembentukan Etanol dari Glukosa

$C_6H_{12}O_6 \longrightarrow 2\ C_2H_5OH + 2\ CO_2$ konversi 92 %

b. Reaksi pembentukan Asam Asetat dari glukosa

$C_6H_{12}O_6 \longrightarrow 3CH_3COOH$ konversi 2,2 %

c. Reaksi Pembentukan Asam Laktat dari glukosa

$C_6H_{12}O_6 \longrightarrow 2C_3H_6O_3$ konversi 1,3 %

d. Reaksi Pembentukan Etanol dari Xylose

$3C_5H_{10}O_5 \longrightarrow 5C_2H_5OH + 5CO_2$ konversi 85 %

e. Reaksi Pembentukan Asam Asetat dari Xylose

$2C_5H_{10}O_5 \longrightarrow 5CH_3COOH$ konversi 2,4 %

f. Reaksi Pembentukan Asam Laktat dari Xylose

$3C_5H_{10}O_5 \longrightarrow 5C_3H_6O_3$ konversi 1,4 %

g. Reaksi Pembentukan Xylitol dari Xylose

$C_5H_{10}O_5 + H_2O \longrightarrow C_5H_{12}O_5 + 0{,}5\ O_2$ konversi 0,6 %

5. Tahap Pemurnian

Etanol dengan konsentrasi rendah yang dihasilkan pada tahap fermentas yaitu berkadar 5-10 % akan dimurnikan lagi sehingga dapat diperoleh etanc dengan kadar tinggi yaitu 99,7 %. Proses pemurnian tersebut diawali denga memasukkan etanol hasil dari Tahap Fermentasi menuju Kolom Distilasi (D-41(yang beroperasi pada tekanan 1 bar. Kolom Distilasi ini akan menghasilka *overhead vapor* yang mengandung 60,03 % berat etanol sedangkan pada *botto*

akan dihasilkan air dan juga sebagian kecil etanol yang masih terikut dengan kandungan 0,4 % berat etanol. Vapor tersebut kemudian dikondensasikan dengan menggunakan Kondenser (E-411) sampai suhu 80^0C. Setelah itu distilat akan dialirkan ke Membran Separator (D-416), membran yang digunakan adalah *Polyvinil Alcohol,* pada membran ini proses purifikasi terjadi dalam dua tahap. Pada tahap pertama, Membran Separator (D-416A) ini mengurangi jumlah kandungan air dari 40 % berat menjadi 10 % berat. Dari membran unit pertama ini juga dihasilkan *vapor* yang memiliki kandungan air tinggi yaitu 91 % berat atau sekitar 9 % berat kandungan etanol.. Kandungan air pada produk residu dari Membran Separator (D-416A) akan dihilangkan melalui Membran Separator (D-416B). Unit ini akan mengurangi jumlah kandungan air dari 10 % berat menjadi 0,3 % berat air. *Stream* yang mengandung kadar etanol 99,7 % berat tersebut akan dialirkan ke *Ethanol Storage* (F-419) dengan menggunakan Pompa Sentrifugal (L-417).

6. Tahap penanganan produk

Produk utama (bioetanol) pada storage (F – 419) dan produk samping CO_2 ditampung pada storage CO_2 (F – 155), kemudian di pompa ke tangki – tangki dan sebagian di kemas di dalam drum – drum. Selanjutnya produk – produk hasil dari pabrik bioetanol ini siap dipasarkan.

BAB III
NERACA MASSA

Bahan Baku	=	62.700	ton/thn
Kondisi Operasi			
1 tahun	=	330	hari
1 hari	=	24	jam
Basis	=	1	hari operasi
Bahan Baku	=	190	ton/hari

Komposisi jerami Padi

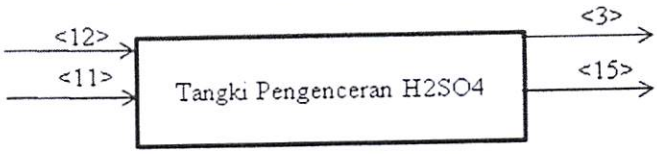
No	Komponen	% massa	Massa (kg/hari)
1	Selulosa	38,90%	73910,0
2	Xylan	20,40%	38760,0
3	Arabinan	3,40%	6460,0
4	Galactan	0,50%	950,0
6	Lignin	13,50%	25650,0
7	Ash	18,00%	34200,0
8	H2O	5,30%	10070,0
Total		**100%**	**190000**

(sumber : Kadam, L.Kiran,Rice Straw as Lignocelulosic Resource, NERL)

1. Tangki Pengenceran H2SO4

Kondisi Operasi

Tekanan	=	1	bar
Temperatur	=	35	C



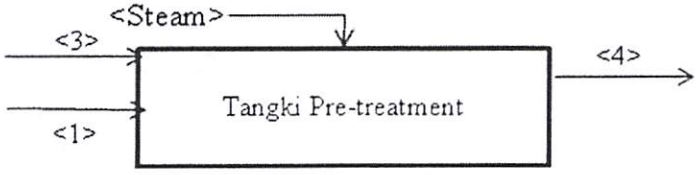
Tabel 3.1 Neraca Massa Tangki Pengenceran H2SO4

Masuk		Keluar	
Komponen	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Massa (kg)**
aliran <11>		**aliran<3>**	
H2SO4	1.425,0	H2SO4	855,0
H2O	29,08	H2O	56.145,0
Total	1.454,08	**Total**	57.000,0
aliran <12>		**aliran<15>**	
H2O	93.545,92	H2SO4	570,00
		H2O	37.430,0
Total	93.545,92	**Total**	38.000,0
Total	95.000,00	**Total**	95.000,0

2. Tangki Pre-treatment

Kondisi Operasi

Tekanan	=	21	bar
Temperatur	=	215	C



Tabel3.2 Neraca Massa Tangki Pretreatment

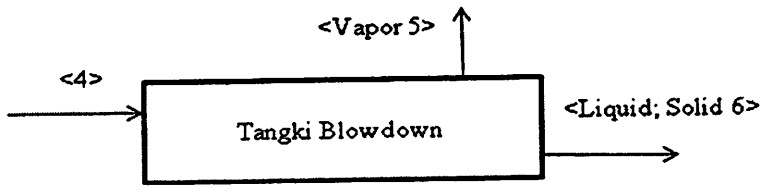
Masuk		Keluar	
Komponen	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Massa (kg)**
Aliran <3>		**Aliran <4>**	
H2O	56.145,00	Selulosa	69.105,85
H2SO4	855,00	Xylan	5.814,00
Aliran <1>		Arabinan	969,00
Selulosa	73.910,00	Galactan	95,00
Xylan	38.760,00	Lignin	25.650,00
Arabinan	6.460,00	ash	34.200,00
Galactan	950,00	H2O	90.475,95
Lignin	25.650,00	H2SO4	855,00
ash	34.200,00	Glucose	5.337,94
H2O	10.070,00	Xylose	33.034,09
Aliran <Steam>		Arabinose	5.505,68
H2O	28.233,74	Galactose	791,67
		Furfural	3.288,73
		HMF	110,83
Total	275.233,74		275.233,74

3. Tangki Blowdown

Kondisi Operasi

Tekanan = 1 bar

Temperatur = 102 C



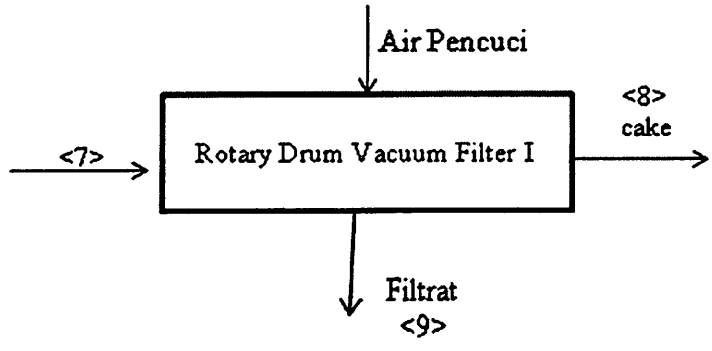
Tabel 3.3 Neraca Massa Tangki Blow Down

Masuk		Keluar	
Komponen	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Massa (kg)**
Aliran < 4>		**Aliran < 6 >**	
H2O	90.475,95	H2O	64.289,13
H2SO4	855,00	H2SO4	851,20
Glucose	5.337,94	Glucose	5.337,94
Xylose	33.034,09	Xylose	33.033,93
Arabinose	5.505,68	Arabinose	5.505,66
Galactose	791,67	Galactose	791,67
Furfural	3.288,73	Furfural	2.740,79
HMF	110,83	HMF	110,83
		Total	112.661,2
		Aliran < 5>	
		H2O	26.186,82
		H2SO4	3,80
		Glucose	0,00
		Xylose	0,16
		Arabinose	0,02
		Galactose	0,00
		Furfural	547,94
		HMF	0,00
		Total	26.738,74
Total	139.399,9	**Total**	139.399,9

4. Rotary Drum Vacuum Filter I

Kondisi Operasi

Tekanan	=	1	bar
Temperatur	=	35	C
Tekanan Vacum	=	560	mmHg



Aliran 7 = Aliran 6

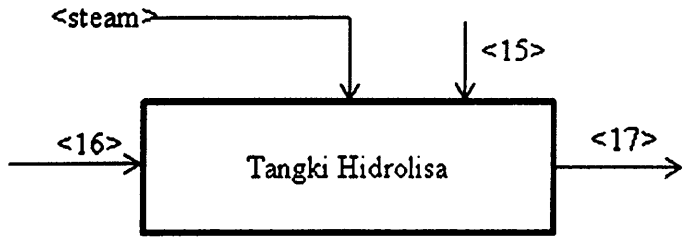
Tabel 3.4 Neraca Rotary vacuum Filter I

Masuk		Keluar	
Komponen	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Massa (kg)**
Aliran <7>		**Aliran <8>**	
Selulosa	69.105,85	Selulosa	69.105,85
Xylan	5.814,00	Xylan	5.814,00
Arabinan	969,00	Arabinan	969,00
Galactan	95,00	Galactan	95,00
Lignin	25.650,00	Lignin	25.650,00
ash	34.200,00	Ash	34.200,00
H2O	64.289,13	H2O	2.187,85
H2SO4	851,20	H2SO4	9,31
Glucose	5.337,94	Glucose	58,36
Xylose	33.033,93	Xylose	361,14
Arabinose	5.505,66	Arabinose	60,19
Galactose	791,67	Galactose	8,65
Furfural	2.740,79	Furfural	29,96
HMF	110,83	HMF	1,21
Total	248.495,0	**Total**	138.550,5
Aliran <Air Pencuci>		**Aliran<9>**	
H2O	135.833,9	H2O	197.935,1
		H2SO4	841,90
		Glucose	5.279,58
		Xylose	32.672,79
		Arabinose	5.445,47
		Galactose	783,01
		Furfural	2.710,82
		HMF	109,62
Total	135.833,85	**Total**	245.778,33
Total	384.328,86	**Total**	384.328,86

5. Tangki Hidrolisa

Kondisi Operasi

Tekanan	=	12	bar
Temperatur	=	160	C



Aliran 16 = Aliran 8

Tabel 3.5 Neraca Massa Tangki Hydrolisa

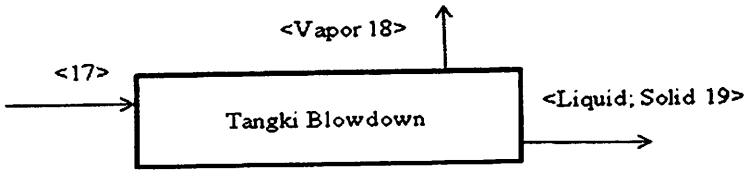
Masuk		Keluar	
Komponen	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Massa (kg)**
Aliran <16>		**Aliran <17>**	
Selulosa	69.105,85	Selulosa	33.998,60
Xylan	5.814,00	Xylan	5.814,00
Arabinan	969,00	Arabinan	969,00
Galactan	95,00	Galactan	95,00
Lignin	25.650,00	Lignin	25.650,00
ash	34.200,00	ash	34.200,00
H2O	2.187,85	H2O	146.439,0
H2SO4	9,31	H2SO4	579,31
Glucose	58,36	Glucose	39.066,41
Xylose	361,14	Xylose	361,14
Arabinose	60,19	Arabinose	60,19
Galactose	8,65	Galactose	8,65
Furfural	29,96	Furfural	29,96
HMF	1,21	HMF	1,21
Total	138.550,5		
Aliran <15>			
H2O	37.430,00		
H2SO4	570,00		
Total	38.000,00		
Aliran <steam>			
H2O	110.722,0		
Total	110.722,0		

Total	287.272,5	Total	287.272,5

6. Tangki Blowdown

Kondisi Operasi

Tekanan	=	1	bar
Temperatur	=	101	C



Tabel 3.6 Neraca Massa Tangki Blow Down

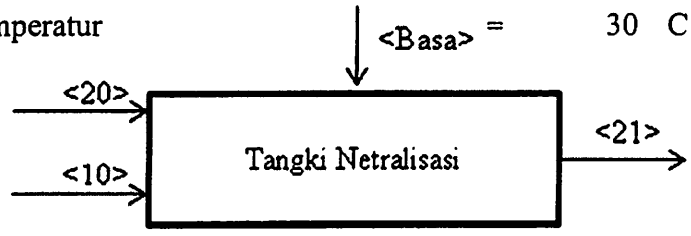
Masuk		Keluar	
Komponen	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Massa (kg)**
Aliran <17>		**Aliran <18 > Top**	
H2O	146.439,0	H2O	25.811,27
H2SO4	579,31	H2SO4	1,29
Glucose	39.066,41	Glucose	0,01
Xylose	361,14	Xylose	0,00
Arabinose	60,19	Arabinose	0,00
Galactose	8,65	Galactose	0,00
Furfural	29,96	Furfural	2,76
HMF	1,21	HMF	0,00
		Total	25.815,33
		Aliran <19 > bottom	
		H2O	120.627,8
		H2SO4	578,02
		Glucose	39.066,40
		Xylose	361,14
		Arabinose	60,19
		Galactose	8,65
		Furfural	27,20
		HMF	1,21
		Total	160.730,6
Total	186.545,9		186.545,9

7. Tangki Netralisasi

Kondisi Operasi

Tekanan = 1 bar

Temperatur = 30 C



Aliran 20 = Aliran 19

Tabel 3.7 neraca massa Tangki Netralisasi

Masuk		Keluar	
Komponen	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Massa (kg)**
Aliran < 10>		**Aliran < 21>**	
H2O	197.935,1	Selulosa	33.998,6
H2SO4	841,90	Xylan	5.814,00
Glucose	5.279,58	Arabinan	969,00
Xylose	32.672,79	Galactan	95,00
Arabinose	5.445,47	Lignin	25.650,00
Galactose	783,01	ash	34.200,00
Furfural	2.710,82	H2O	318.682,0
HMF	109,62	Glucose	44.345,99
Total	245.778,3	Xylose	33.033,9
Aliran <20>		Arabinose	5.505,66
Selulosa	33.998,6	Galactose	791,67
Xylan	5.814,00	Furfural	2.738,03
Arabinan	969,00	HMF	110,83
Galactan	95,00	Gypsum	2.492,09
Lignin	25.650,00		
ash	34.200,00		
H2O	120.627,8		
H2SO4	578,02		
Glucose	39.066,4		
Xylose	361,14		
Arabinose	60,19		
Galactose	8,65		
Furfural	27,20		
HMF	1,21		
Total	261.457,2		
Basa			

BAB IV

NERACA ENERGI

Bahan Baku	=	62700 ton/tahun
1 tahun	=	330 hari
1 hari	=	24 jam

Basis operasi	=	1 hari
Satuan	=	Joule
Suhu Referensi	=	25°C

Fase pada kondisi Reference :

1. Solid : Selulosa, Xylan, Arabinan, Galactan, Lignin, Ash
2. Liquid : H2O, H2SO4, (NH4)2HPO4, antifoam, Ca(OH)2, urea
3. Gas : -

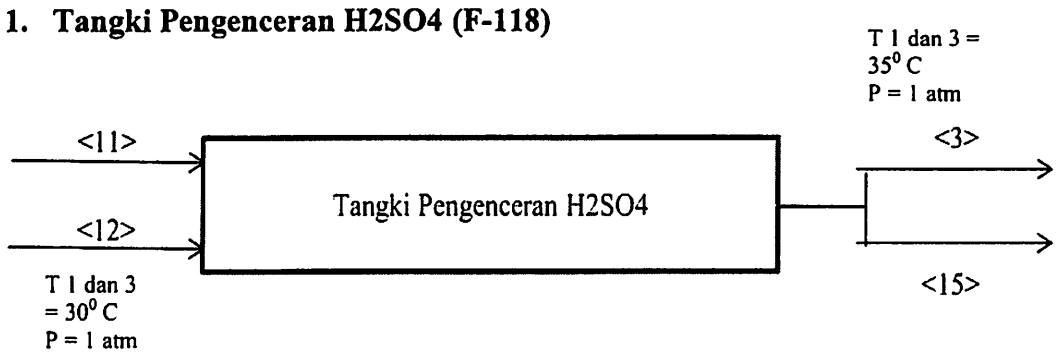
Neraca Energi

Input – Output + Generasi – Konsumsi = Akumulasi

Asumsi :

a. Tidak ada akumulasi energi pada sistem (steady state)
b. Neraca energy dihitung perkapasitas alat
c. Perubahan energy kinetic diabaikan
d. Perubahan energy potensial diabaikan

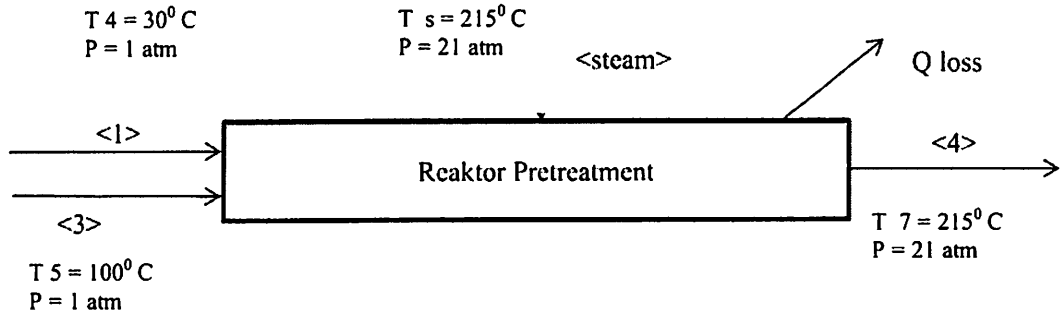
1. Tangki Pengenceran H2SO4 (F-118)



Tabel 4.1 Neraca Energi Tangki Pengenceran

Aliran Masuk	Energi (kJ/hari)	Keluar (kJ/hari)	Energi kJ/hari)
H 11	-43,696	H 3 dan 15	11,488,185.2
H 12	11,532,154.2		
TOTAL	**11,488,185.2**	**TOTAL**	**11,488,185.2**

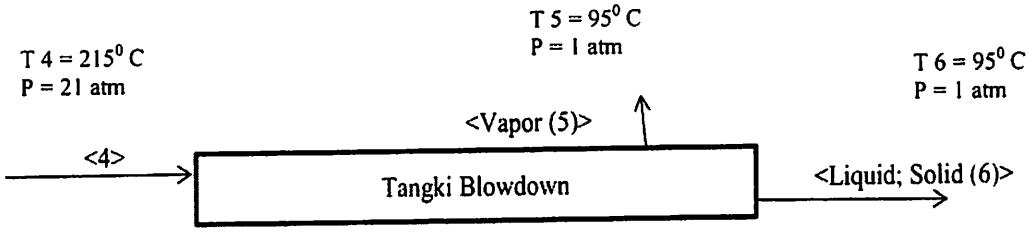
2. Reaktor Delignifikasi (R-110)



Tabel 4.2 Neraca Enegi Reaktor Pretreatment

Neraca Energi Reaktor Pretreatment			
Aliran Masuk	**Energi (kJ/hari)**	**Aliran Keluar**	**Energi (kJ/hari)**
H 1	81,351,572.1	H 4	111,019,132.02
H 3	17,126,943.8	H reaksi	16,845,538.35
H Steam	64,310,953.36	H kondensat	18,645,851.94
		Q loss	16,278,946.92
TOTAL			**162,789,469.23**

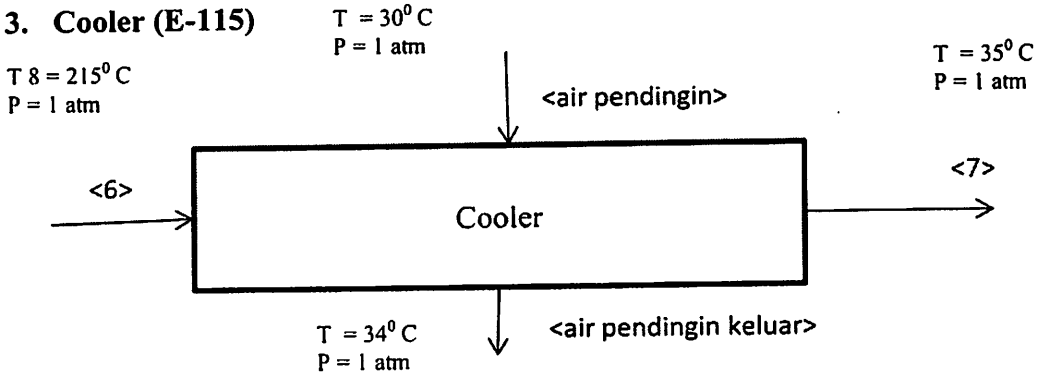
Tangki Blowdown (F-119)



Tabel 4.3 Neraca Energi Tangki Blowdown

Neraca Energi Tangki Blowdown			
Aliran Masuk	**Energi (kJ/hari)**	**Aliran Keluar**	**Energi (kJ/hari)**
H 4	108,070,232.08	H 5	7,261,192
		H 6	31,026,181.92
		Panas Laten	69,782,858
TOTAL	**108,070,232.08**		**108,070,232.08**

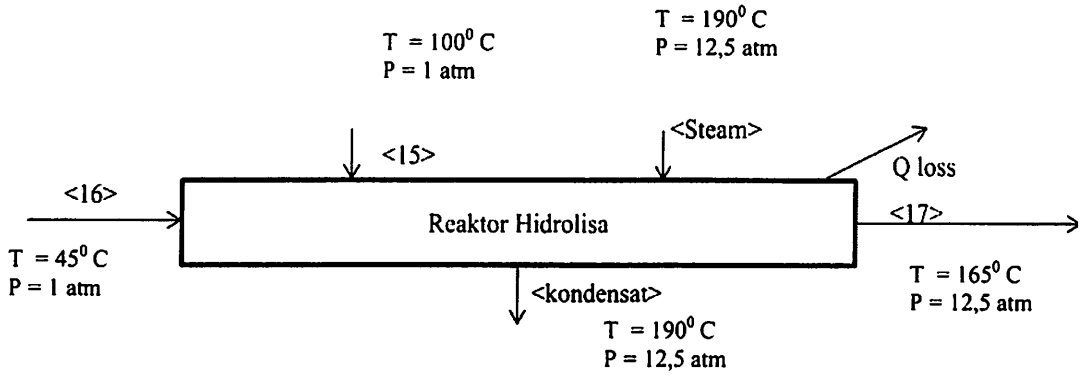
3. Cooler (E-115)



Tabel 4.4 Neraca Energi Cooler

Masuk (kJ/hari)		Keluar (kJ/hari)	
H 6	75,613,877.19	H 7	3,907,491.31
		Q out	71,706,385.87
TOTAL	**75,613,877.19**		**75,613,877.19**

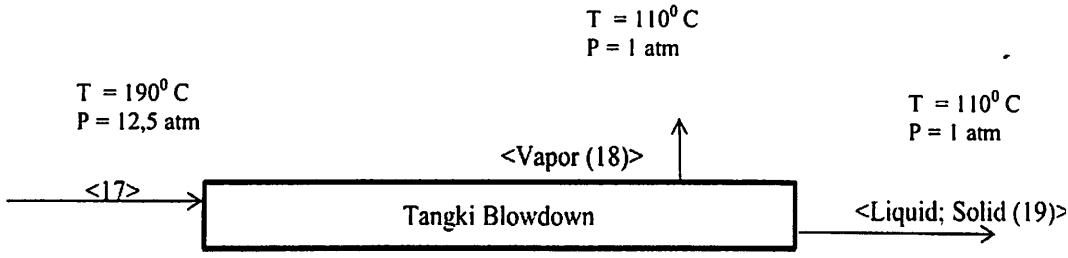
4. Reaktor Hidrolisa (R-210)



Tabel 4.5 Neraca Energi Reaktor Hidrolisa

Neraca Energi Reaktor Hidrolisa			
Aliran Masuk	**Energi (kJ/hari)**	**Aliran Keluar**	**Energi (kJ/hari)**
H 15	11,417,962.51	H 17	147,932,983.14
H 16	1,653,223.46	H reaksi	-61,944,792.57
H Steam	121,008,966.20	H kondensat	34,683,946.34
		Q loss	13,408,035.64
TOTAL	**134,080,152.24**		**134,080,152.24**

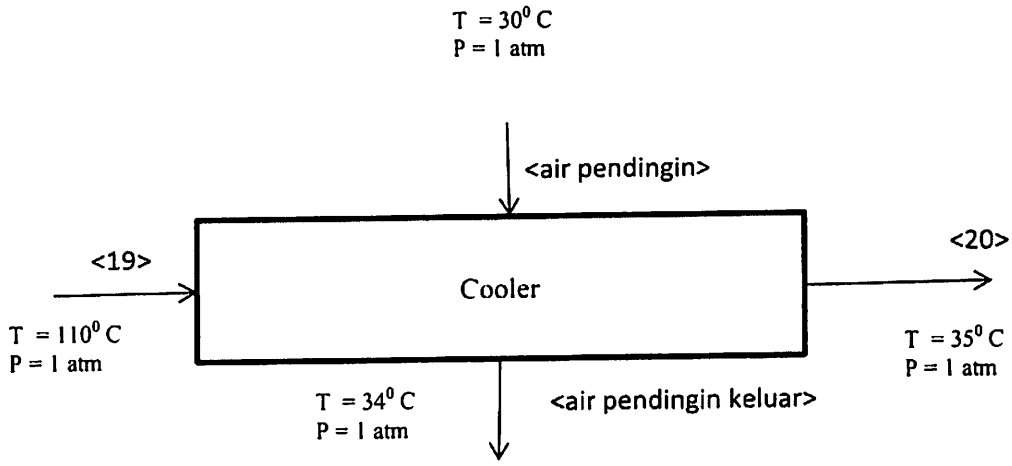
6. Tangki Blowdown (F-214)



Tabel 4.6 Neraca Energi Tangki Blowdown

Neraca Energi Tangki Blowdown			
Aliran Masuk	**Energi (kJ/hari)**	**Aliran Keluar**	**Energi (kJ/hari)**
H 17	129,448,302.0	H 19	62,482,222.80
		Panas Laten	66,966,079.19
TOTAL	**129,448,302.00**		**129,448,302.00**

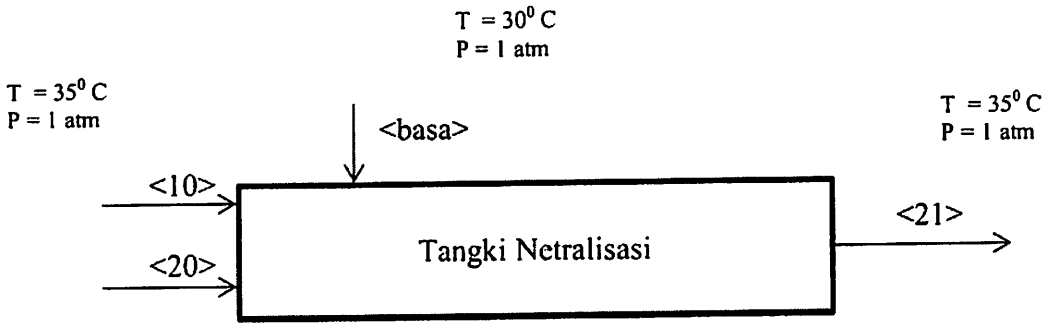
7. Cooler (E-215)



Tabel 4.7 Neraca Energi Cooler

Masuk (kJ/hari)		Keluar (kJ/hari)	
H 19	56,355,489.8	H 20	3,283,297.36
		Q out	53,072,191.40
TOTAL	**56,355,489.8**		**56,355,489.8**

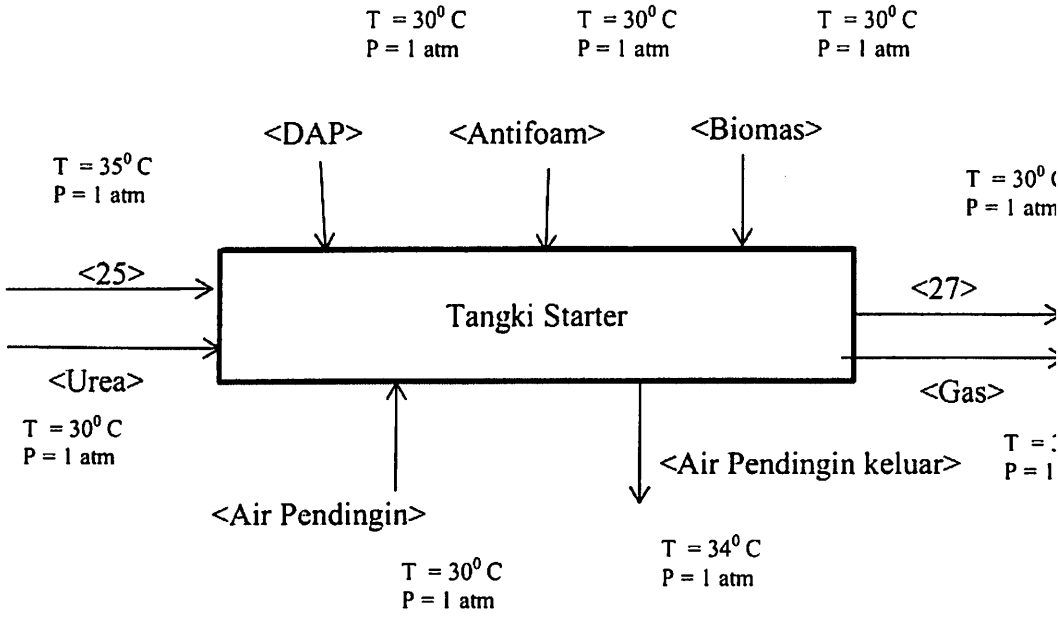
8. Tangki Netralisasi (F-218)



Tabel 4.8 Neraca Energi Reaktor Netralisasi

Neraca energi Reaktor Netralisasi			
Masuk (kJ/hari)		keluar (kJ/hari)	
H 10	6,568,337.78	H 21	13,773,822.96
H 20	7,956,889.07	H reaksi	772,752.88
H basa	21,349		
Jumlah	**14,546,575.8**	**Jumlah**	**14,546,575.8**

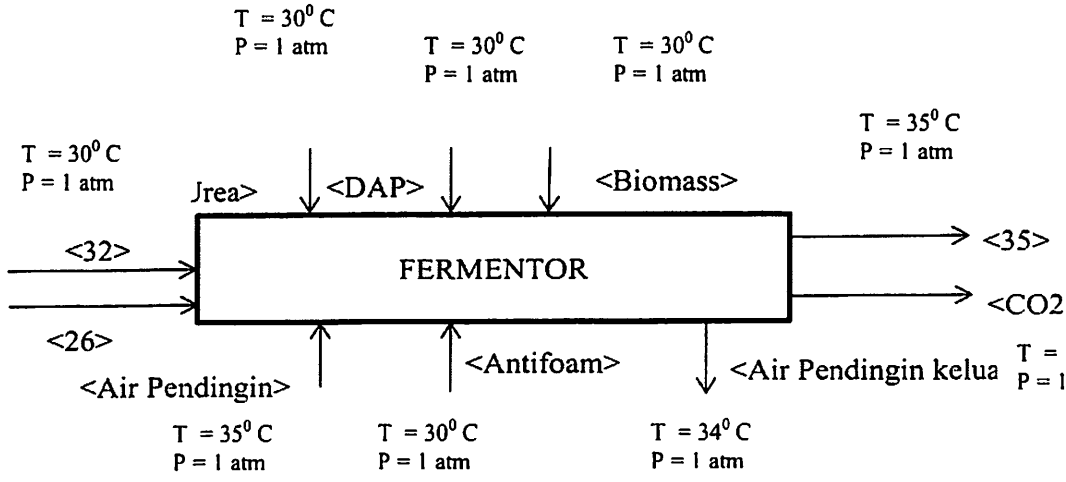
9. Reaktor Starter (R-310)



Tabel 4.9 Neraca Energi Reaktor Starter

Neraca Energi Reaktor Starter			
Masuk (kJ/hari)		**Keluar (kJ/hari)**	
H 25	1,650,512.28	H 27	1,850,561.06
Urea	3,188.70	H reaksi	-2,376,027.5
DAP	491.75	Q out	2,207,213.25
Antifoam	261.99	H gas	34,820.55
Biomass	62,112.60		
TOTAL	**1,716,567.32**		**1,716,567.32**

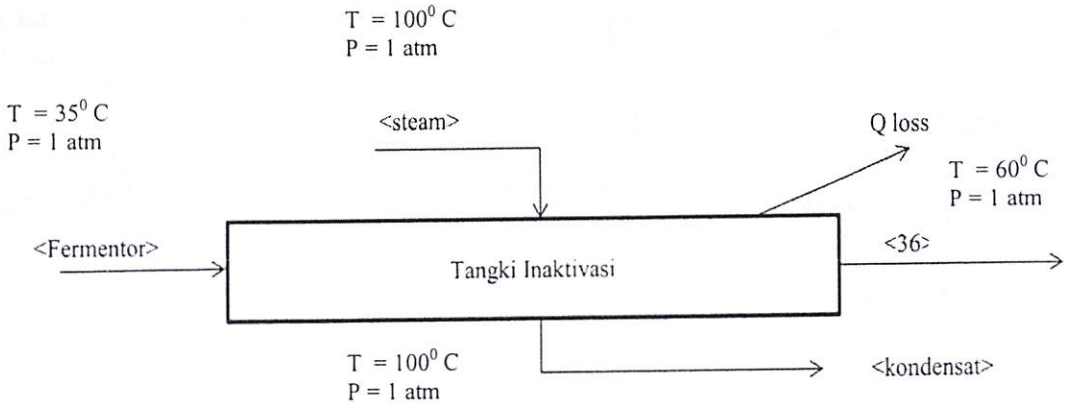
10. Reaktor Fermentor (R-320)



Tabel 4.10 Neraca Energi Reaktor Fermentor

Neraca Energi Reaktor Fermentor			
masuk (kJ/kg)		keluar (kJ/kg)	
H 32	1,850,561.06	H 35	18,602,083.9
H 26	4,420,997.95	H Gas	340,180.77
Bio	651,294.97	H reaksi	-24,065,177
Urea	33,453.81	Q out	12,627,169.62
DAP	5,198.17		
Antifoam	2,769.38		
TOTAL	**6,964,257.3**	**TOTAL**	**6,964,257.3**

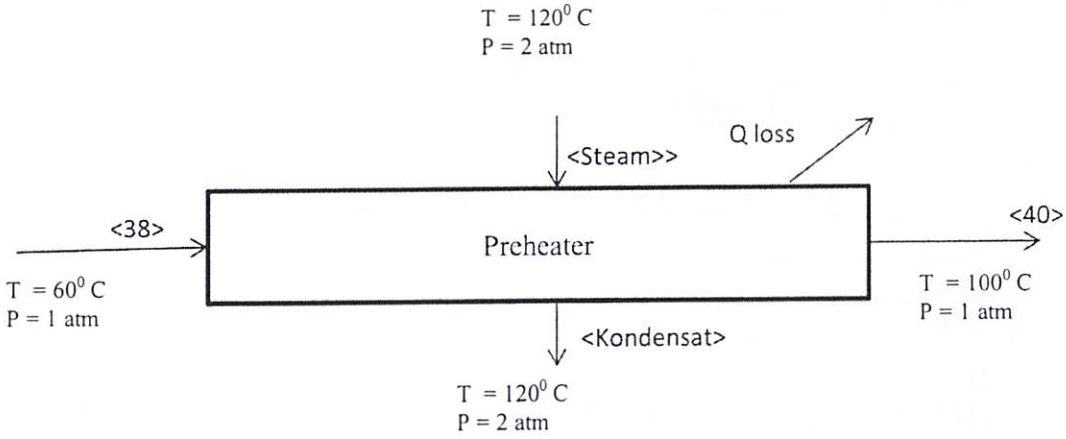
11. Tangki Inaktivasi Mikroorganisme (F-322)



Tabel 4.11 Neraca Energi Tangki Inaktivasi Mikroorganisme

Neraca Energi Tangki Penampung			
Aliran Masuk	**Energi (kJ/hari)**	**Aliran Keluar**	**Energi (kJ/hari)**
H Fermentor	18,602,083.94	H 36	65,162,574.71
H Steam	65,173,472.58	H kondensat	10,203,026.16
		Q loss	8,373,955.65
TOTAL	**83,739,556.52**		**83,739,556.52**

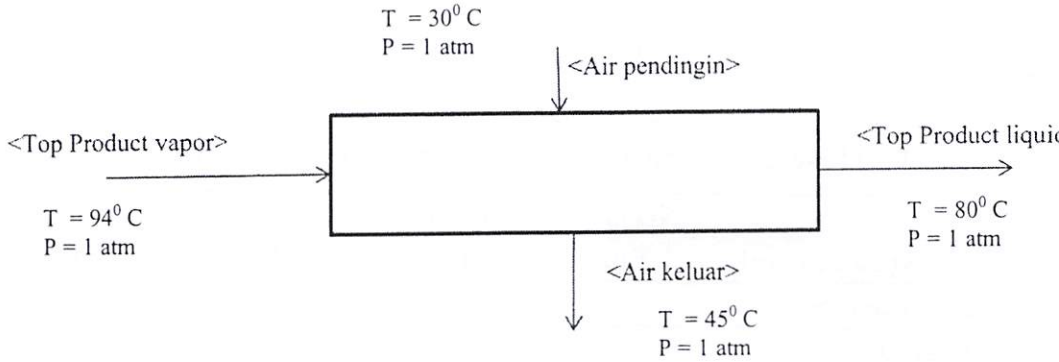
12. Preheater (E-311)



Tabel 4.12 Neraca Energi Preheater

Neraca Energi Tangki Penampung			
Aliran Masuk	**Energi (kJ/hari)**	**Aliran Keluar**	**Energi (kJ/hari)**
H 38	70,435,484.49	H 40	151,169,754.73
H Steam	123,029,572.95	H kondensat	22,948,796.97
		Q loss	19,346.505.74
TOTAL	**193,465,057.44**		**193,465,057.44**

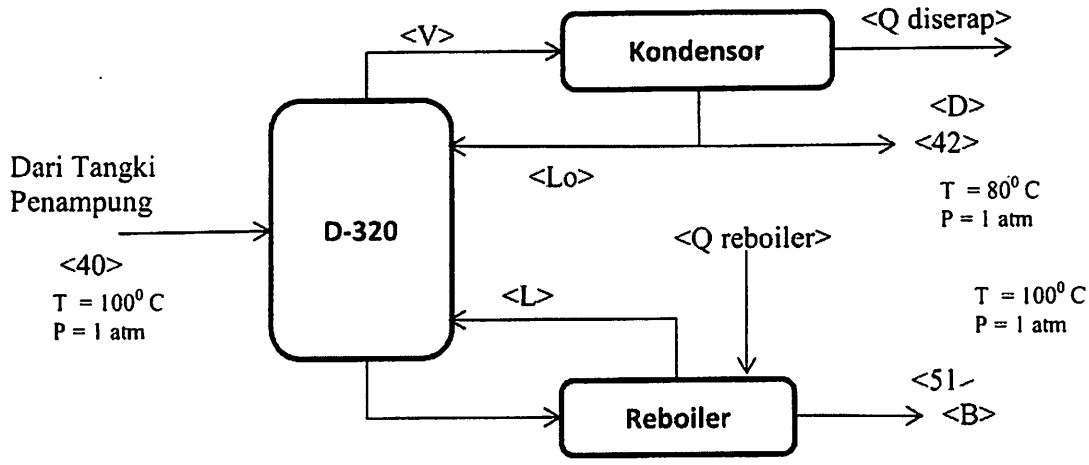
13. Kondensor (F-412)



Tabel 4.13 Neraca Energi Kondensor

Masuk (kJ/hari)		Keluar (kJ/hari)	
H Top Vap	171,014.015	H Top Liq	136,853,66
Panas Laten	1,169,909,493	Q out	1,204,069,83
TOTAL	**1,340,923,508**		**1,340,923,50**

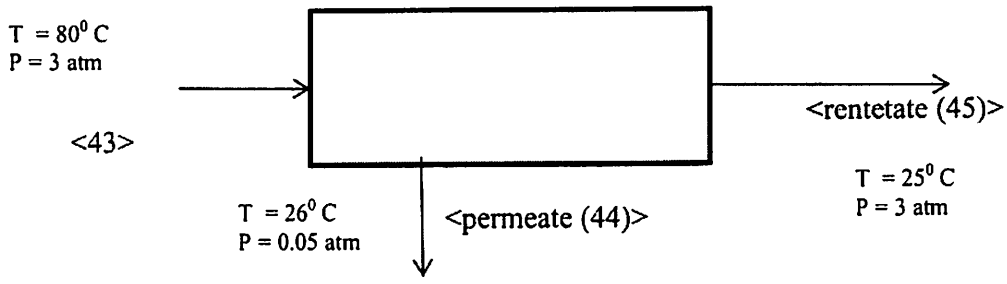
14. Kolom Distilasi (D-410)



Tabel 4.14 Neraca Energi Kolom Distilasi

Neraca Energi Kolom Distilasi I			
Masuk (kJ/hari)		**Keluar (kJ/hari)**	
H 40	151,159,817	H 42	138,221,991
Q reboiler	1,271,822,344	H 51	9,541,230.59
		Q loss	71,149,108
		Q out	1,204,066,736
TOTAL	**1,422,982,160**		**1,422,982,160**

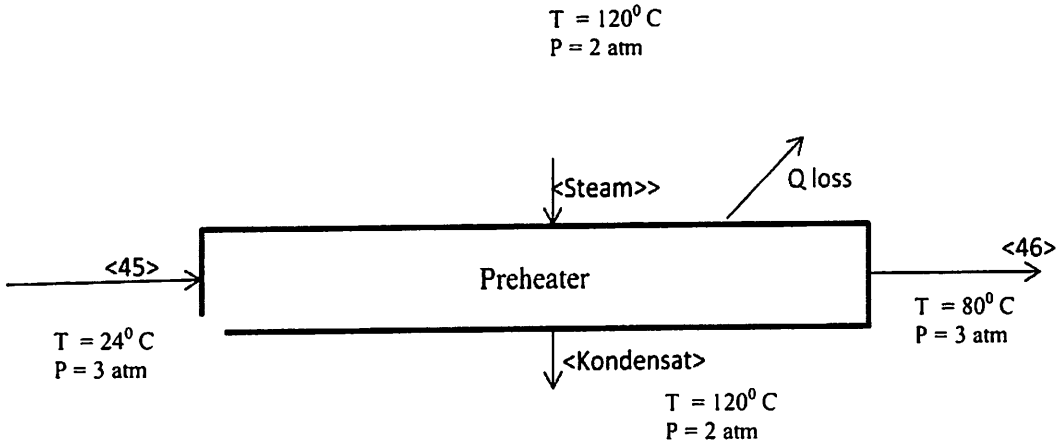
15. Membran 1 (D-416A)



Tabel 4.15 Neraca Energi Membran 1

Neraca Energi Membran 1			
Masuk (kJ/hari)		**Keluar (kJ/hari)**	
H 43	9,911,112.12	H Permeate	187,825.79
		Panas Laten (Permeate)	9,723,286.32
TOTAL	**9,911,112.12**		**9,911,112.12**

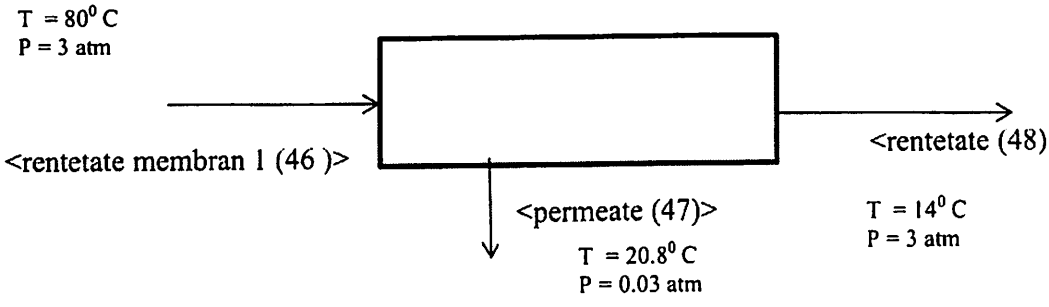
16. Preheater (E-332)



Tabel 4.16 Neraca Energi Preheater

Neraca Energi Tangki Penampung			
Aliran Masuk	Energi (kJ/hari)	Aliran Keluar	Energi (kJ/hari)
H 45	189,530.41	H 46	6,436,076.2
H Steam	8,755,171.56	H kondensat	1,633,108.61
		Q loss	875,517.16
TOTAL	**8,944,701.97**		**8,944,701.97**

17. Membran 2 (D-416B)



Tabel 4.17 Neraca Energi Membran 2

Neraca Energi Membran 2			
Masuk (kJ/hari)		**Keluar (kJ/hari)**	
H 46	7,444,300.93	H Permeate (47)	296,747.44
		Panas Laten (Permeate)	7,147,553.49
TOTAL	**7,444,300.93**		**7,444,300.93**

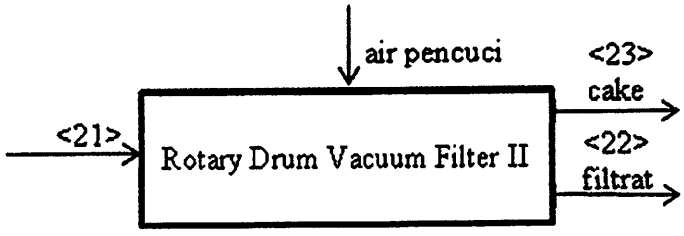
Ca(OH)2	1.072,18		
H2O	119,13		
Total	508.426,8		508.426,8

8. Rotary Drum Vacuum Filter II

Kondisi Operasi

Tekanan = 1 bar

Temperatur = 35 C



Tabel 3.8 Neraca Rotary vacuum Filter II

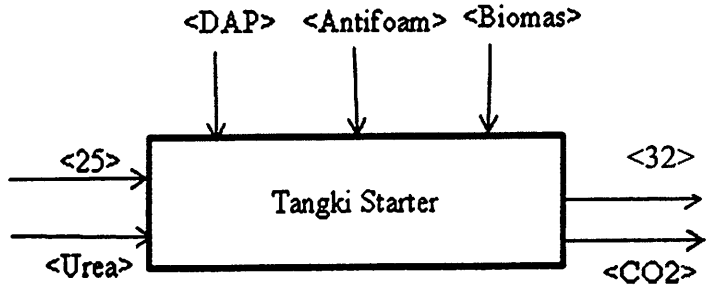
Masuk		Keluar	
Komponen	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Massa (kg)**
Aliran < 21>		**Aliran <23> Cake**	
Selulosa	33.998,60	Selulosa	33.998,60
Xylan	5.814,00	Xylan	5.814,00
Arabinan	969,00	Arabinan	969,00
Galactan	95,00	Galactan	95,00
Lignin	25.650,00	Lignin	25.650,00
ash	34.200,00	ash	34.200,00
H2O	318.682,0	H2O	1.713,05
Glucose	44.345,99	Glucose	180,06
Xylose	33.033,93	Xylose	134,13
Arabinose	5.505,66	Arabinose	22,35
Galactose	791,67	Galactose	3,21
Furfural	2.738,03	Gypsum	2.492,09
HMF	110,83		
Gypsum	2.492,09		
Total	508.426,8	**Total**	105.271,5
Aliran <Air Pencuci>		**Aliran<22> Filtrat**	
H2O	103.218,7	H2O	420.187,7
		Glucose	44.165,93
		Xylose	32.899,81
		Arabinose	5.483,31
		Galactose	788,45

		Furfural	2.738,03
		HMF	110,83
Total	103.218,7	**Total**	506.374,0
Total	611.645,5	**Total**	611.645,5

9. Tangki Starter

Kondisi Operasi

Tekanan	=	1	bar
Temperatur	=	35	C



Aliran 25 = 10% x Aliran 22

Tabel 3.9 NeracaMassa Tangki starter

Masuk		Keluar	
Komponen	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Massa (kg)**
Aliran <25>		**Aliran <32>**	
H2O	42.018,8	H2O	42.306,6
Glucose	4.416,6	Glucose	328,30
Xylose	3.290,0	Xylose	516,53
Arabinose	548,3	Arabinose	109,67
Galactose	78,8	Galactose	15,77
Furfural	273,8	Furfural	273,80
HMF	11,1	HMF	11,08
Total	50.637,40	Etanol	3.520,45
UREA		Asam Asetat	130,06
Urea	253,19	Asam Laktat	100,19
Total	253,19	Biomass	5.243,35
DAP		Xylitol	66,68
DAP	31,26	**Total**	52.622,48
Total	31,26	**Aliran <CO2>**	
AntiFoam		CO2	3.367,38
Antifoam	11,29	O2	7,02
Total	11,29	**Total**	3.374,40

Biomass	5.063,74		
S.Cerivisae	5.063,74		
Total	55.996,9	**Total**	55.996,9

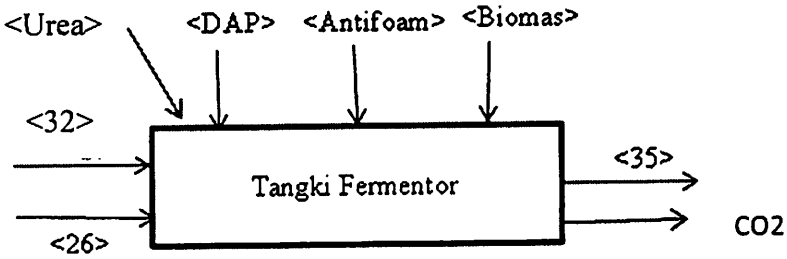
10. Tangki Fermentor

Kondisi Operasi

Tekanan = 1 bar

Temperatur = 35 C

Aliran 26 = 90% aliran 24



Tabel 3.10 Neraca Massa fermentor

Masuk		Keluar	
Komponen	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Massa (kg)**
Aliran <26>		**Aliran <35>**	
H2O	378.168,9	H2O	423.395,5
Glucose	39.749,3	Glucose	173,67
Xylose	29.609,8	Xylose	3.193,39
Arabinose	4.935,0	Arabinose	756,70
Galactose	709,6	Galactose	108,81
Furfural	2.464,2	Furfural	2.738,03
HMF	99,8	HMF	110,83
Total	455.736,6	Etanol	37.960,82
Aliran <27>		Asam Asetat	1.734,81
H2O	42.306,6	Asam Laktat	1.042,96
Glucose	328,3	Biomass	57.184,75
Xylose	516,5	Xylitol	249,85
Arabinose	109,7	**Total**	528.650,1
Galactose	15,8	**Aliran <CO2>**	
Furfural	273,8	CO2	32.942,97
HMF	11,1	O2	19,28
Etanol	3.520,4	**Total**	32.962,25
Asam Asetat	130,1		
Asam Laktat	100,2		
Biomass	5.243,3		
Xylitol	66,7		
Total	52.622,48		
UREA			

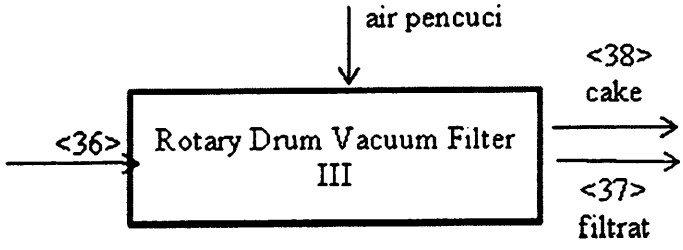
Urea	2.515,58		
DAP DAP	313,04		
AntiFoam Antifoam	113,07		
Biomass *S.Cerivisae*	50.311,57		
Total	561.612,4	**Total**	561.612,4

11. Rotary Drum Vacuum Filter III

Kondisi Operasi

Tekanan = 1 bar

Temperatur = 35 C



Aliran 35 = Aliran 36

Tabel 3.11 Neraca Rotary vacuum Filter III

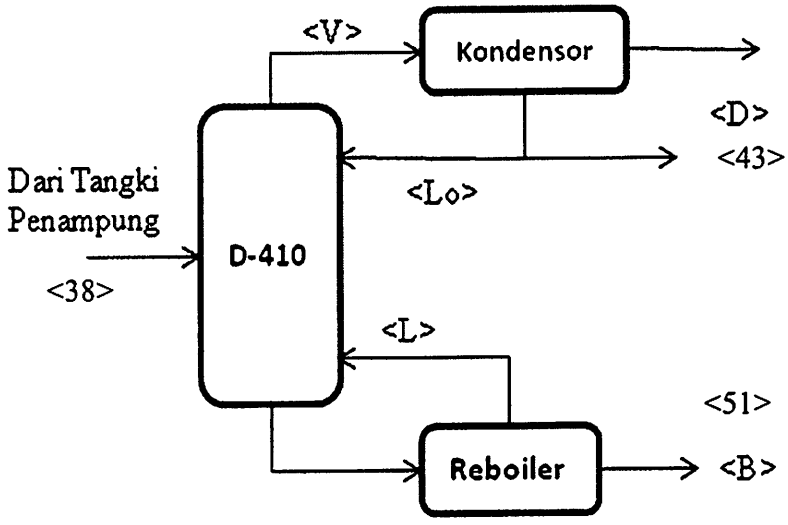
Masuk		Keluar	
Komponen	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Massa (kg)**
Aliran <36>		**Aliran <38> Cake**	
H2O	423.395,5	H2O	1.039,70
Glucose	173,67	Glucose	0,38
Xylose	3.193,39	Xylose	6,91
Arabinose	756,70	Arabinose	1,64
Galactose	108,81	Galactose	0,24
Furfural	2.738,03	Furfural	5,92
HMF	110,8	HMF	0,24
Etanol	37.960,82	Etanol	82,13
Asam Asetat	1.734,81	Asam Asetat	3,75
Asam Laktat	1.042,96	Asam Laktat	2,26
Biomass	57.184,75	Biomass	57.184,75
Xylitol	249,85	Xylitol	0,54

Total	528.650,1	**Total**	58.328,44
Aliran (Air pencuci)		**Aliran<37> Filtrat**	
H2O	57.184,7	H2O	479.540,6
		Glucose	173,29
		Xylose	3.186,48
		Arabinose	755,06
		Galactose	108,57
		Furfural	2.732,11
		HMF	110,59
		Etanol	37.878,69
		Asam Asetat	1.731,05
		Asam Laktat	1.040,71
		Biomass	0,00
		Xylitol	249,30
Total	57.184,75	**Total**	527.506,4
Total	585.834,86	**Total**	585.834,9

12. Kolom Distilasi I

Kondisi Operasi

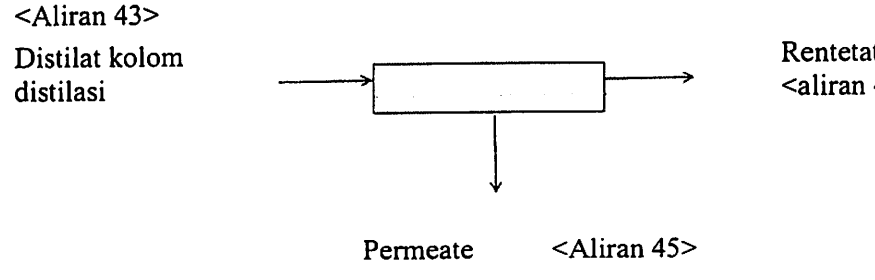
Tekanan	=	1	bar
Temperatur	=	100	C



Tabel 3.12 Neraca Massa Kolom distilasi

Masuk		Keluar	
Komponen	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Massa (kg)**
Aliran <40>		**Aliran <41> Distilat**	
H2O	479.540,6	H2O	23.964,11
Glucose	173,29	Etanol	35.982,81
Xylose	3.186,48	Asam Asetat	1,34
Arabinose	755,06	**Total**	59.948,25
Galactose	108,57	**Aliran <51> Bottom**	
Furfural	2.732,11	H2O	455.576,4
HMF	110,59	Glucose	173,29
Etanol	37.878,69	Xylose	3.186,48
Asam Asetat	1.731,05	Arabinose	755,06
Asam Laktat	1.040,71	Galactose	108,57
Xylitol	249,30	Furfural	2.732,11
Total	527.506,4	HMF	110,59
		Etanol	1.895,89
		Asam Asetat	1.729,72
		Asam Laktat	1.040,71
		Xylitol	249,30
		Total	467.558,2
Total	527.506,4		527.506,4

14. Membran 1



Asumsi : Jumlah Asam Asetat diabaikan, karena terlalu kecil

Tabel 3.13 Neraca Massa Membran I

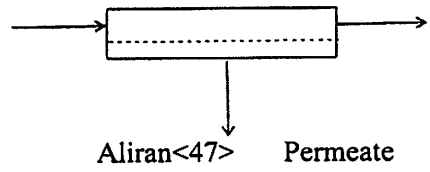
Masuk		Keluar	
Komponen	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Massa (kg)**
Aliran <43>		**Aliran <45>**	
H2O	23.964,11	H2O	13.505,36
Etanol	35.982,81	Etanol	2.864,77
Total	59.946,92	**Total**	16.370,13
		Aliran <44>	
		H2O	10.458,75
		Etanol	33.119,37
		Total	43.578,12
Total	59.946,92	**Total**	59.948,25

15. Membran 2

Aliran 46 = aliran 44

Aliran <46>

rentetate membran 1



Tabel 3.14 Neraca Massa Membran II

Masuk		Keluar	
Komponen	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Massa (kg)**
Aliran <46>		**Aliran <47>**	
H2O	10.458,75	H2O	10.362,18
Etanol	33.119,37	Etanol	1.024,83
Total	43.578,12	**Total**	11.387,01
		Aliran <48>	

		H2O	96,57
		Etanol	32.094,54
		Total	32.191,12
Total	43.578,12		43.578,12

BAB V
SPESIFIKASI ALAT

Spesifikasi peralatan yang digunakan dalam Pra Desain Pabrik Etanol dari Jerami padi adalah sebagai berikut :

1. REAKTOR PRE-TREATMENT (F-110)

Tabel 5.1 Spesifikasi Reaktor Pre-Treatment (F-110)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-110
Jumlah	1
Tipe	Silinder tegak
Fungsi	Tangki proses delignifikasi dan hidrolisa hemiselulosa
Kapasitas	275.233,74 kg/hari
Bahan konstruksi	Stainless Steel SS 316
Temperatur desain	43°C
Tekanan desain	181,15 psig
Tutup atas	Standart dished head
Tutup bawah	Standart dished head
Dimensi :	
Outside diameter	54 in
Inside diameter	53,13 in
Tinggi total	128,72 in
Tebal plate	7/16 in
Tebal tutup	7/16 in
Pengaduk	
Tipe pengaduk	Fkat six-blade turbine agitator
Jumlah	2
Diameter pengaduk	2,21 ft
Putaran pengaduk	100 rpm
Lebar blade	0,44 ft
Panjang Blade	0,55 ft
Power	2,86 hp

2. GUDANG JERAMI PADI (F-111)

Tabel 5.2 Spesifikasi Alat Gudang Jerami padi (F-111)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-110
Fungsi	Menyimpan bahan baku jerami padi
Kapasitas	5.700 ton
Tipe	Bangunan persegi dengan tutup prisma segitiga
Bahan	Beton
Panjang Gudang	29,81 m
Lebar Gudang	29,81 m
Tinggi Gudang	7,45 m
Jumlah	1

3. BELT CONVEYOR (J-112A)

Tabel 5.3 Spesifikasi Alat Belt Conveyor (J-112A)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	J-112A
Fungsi	Memindahkan jerami padi ke knife cutter
Tipe	Troughed belt on continous plate
Kapasitas	7,92ton/jam
Kapasitas Maksimum	32 ton/jam
Kecepatan Normal	3,3 ft/detik
Lebar Blade	14 in
Tinggi Skirt Plate	7 in
Kemiringan Belt	15°
Daya	1,18 hp
Jumlah	1

4. ROTARY KNIFE CUTTER(C-113)

Tabel 5.4 Spesifikasi Alat Rotary Knife Cutter(C-113)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	C-113
Fungsi	Memotong Jerami padi menjadi ukuran kecil
Tipe	Rotary knife cutter dengan razor sharp alloy blades
Kapasitas	7,916 ton/jam
Diameter Maksimal Feed	0,5 m
Maks Reduction ratio	50
Power	219,91 Kw
Jumlah	1

5. **BELT CONVEYOR (J-112B)**

Tabel 5.5 Spesifikasi Belt Conveyor (J-112B)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	J-112B
Fungsi	Memindahkan jerami padi ke reaktor pretreatment
Tipe	Troughed belt on continous plate
Kapasitas	7,92ton/jam
Kapasitas Maksimum	32 ton/jam
Kecepatan Normal	3,3 ft/detik
Lebar Blade	14 in
Tinggi Skirt Plate	7 in
Kemiringan Belt	15°
Daya	1,18 hp
Jumlah	1

6. **POMPA COOLER (L-114 A)**

Tabel 5.6 Spesifikasi Alat Pompa Cooler (L-114 C)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L-114A
Jumlah	1
Fungsi	Memompa Liquid dari Bejana Pendingin ke Rotary Vacuum Filter I
Tipe	Centrifugal pump
Kapasitas	10.228,52 kg/jam
Bahan konstruksi	Stainless Steel SS 316
Temperatur desain	35°C
Tekanan asal	14,7 psia
Tekanan tujuan	14,7 psia
Power	0,11 hp

7. **POMPA ASAM SULFAT (L-114 B)**

Tabel 5.7 Spesifikasi Alat Pompa Asam Sulfat (L-114 B)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L-114B
Jumlah	1
Fungsi	Memompa Asam Sulfat dari Storage Tangki H_2SO_4 ke Tangki Penampung H_2SO_4
Tipe	Centrifugal pump
Kapasitas	605,84 kg/jam
Bahan konstruksi	Stainless Steel SS 316
Temperatur desain	35°C
Tekanan asal	14,7 psia
Tekanan tujuan	14,7 psia
Power	0,07 hp

8. POMPA ASAM SULFAT (L-114 C)

Tabel 5.8 Spesifikasi Alat Pompa Asam Sulfat (L-114 C)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L-114C
Jumlah	1
Fungsi	Memompa Asam Sulfat dari Tangki Pengenceran H_2SO_4 ke Reaktor Pretreatment
Tipe	Centrifugal pump
Kapasitas	2.375,00 kg/jam
Bahan konstruksi	Stainless Steel SS 316
Temperatur desain	35°C
Tekanan asal	14,7 psia
Tekanan tujuan	184,4 psia
Power	0,03 hp

9. TANGKI PENDINGIN HASIL PRETREATMENT (E-115)

Tabel 5.9 Spesifikasi Tangki Pendingin Hasil Pretreatment (E-115)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-115
Jumlah	1
Tipe	Silinder tegak berpengaduk dan berkoil
Fungsi	Tempat mendinginkan keluaran reactor pre-treatment
Kapasitas	275.233,7 kg/hari
Bahan konstruksi	Stainless Steel SS 316
Temperatur masuk	95,2°C
Temperatur keluar	35°C
Tekanan desain	196,2 psia
Tutup atas	Standart dished head
Tutup bawah	Standart dished head
Dimensi :	
Outside diameter	66 in
Inside diameter	65,63 in
Tinggi total	157,73 in
Tebal plate	3/16 in
Tebal tutup	3/16 in
Pengaduk	
Tipe pengaduk	Six-blade 45° open turbine
Jumlah	1
Diameter pengaduk	2,734 ft
Putaran pengaduk	100 rpm
Lebar blade	0,547ft
Panjang blade	0,684 ft
Power	3,952 hp
Koil pendingin	
Rate air pendingin	185.565,5 kg/jam
Outside diamter koil	3,5 in
Inside diamter koil	2,9 in
Diameter koil	4,5 ft
Jumlah lilitan koil	12
Tinggi koil	4,125 ft

10. ROTARY DRUM VACUUM FILTER I (H-116)

Tabel 5.10 Spesifikasi Alat Rotary Drum Vacuum Filter I (H-116)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	H-116
Jumlah	1
Fungsi	Memisahkan padatan yang terikut dalam fluida keluaran Reaktor Pre-Treatment
Tipe	Rotary Drum Vacuum Filter
Kapasitas	5.253 kg solid/jam
Bahan konstruksi	Stainless Steel SS 316
Filter	Nylon
Temperatur desain	35°C
Tekanan desain	560 mmHg
Dimensi	
Diameter	8 ft
Panjang	16 ft

11. TANGKI PENGENCERAN H_2SO_4 (F-118)

Tabel 5.11 Spesifikasi Alat Tangki Pengenceran H_2SO_4 (F-118)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-118
Jumlah	1
Tipe	Silinder tegak
Fungsi	Pengenceran H_2SO_4 dari konsentrasi 98% menjadi 1,5% dengan penambahan air
Kapasitas	95.000 kg/hari
Bahan konstruksi	Stainless Steel SS 316
Temperatur desain	43°C
Tekanan desain	9,995 psig
Tutup atas	Standart dished head
Tutup bawah	Standart dished head
Dimensi :	
Outside diameter	180 in
Inside diameter	178,75 in
Tinggi total	406,12 in
Tebal plate	5/8 in
Tebal tutup	5/8 in
Pengaduk	
Tipe pengaduk	Fkat six-blade turbine agitator
Jumlah	2
Diameter pengaduk	7,45 ft
Putaran pengaduk	20 rpm
Lebar blade	1,490 ft
Panjang Blade	1,862 ft
Power	1,862 hp

12. BLOWDOWN TANK I (F-119)

Tabel 5.12 Spesifikasi Alat Blowdown Tank (F-119)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-119
Jumlah	1
Tipe	Silinder tegak
Fungsi	Menurunkan tekanan sistem hingga 1 atm
Kapasitas	275.233,7 kg/hari
Waktu tinggal	10 menit
Bahan konstruksi	Stainless Steel SS 316
Temperatur desain	113°C
Tekanan desain	0,7 psig
Tutup atas	Standart dished head
Tutup bawah	Conical
Dimensi :	
Outside diameter	192 in
Inside diameter	190,75 in
Tinggi total	457,77 in
Tebal plate	5/8 in
Tebal tutup	5/8 in

13. REAKTOR HIDROLISA (R-210)

Tabel 5.13 Spesifikasi Alat Reaktor Hidrolisa (R-210)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	R-210
Jumlah	1
Tipe	Silinder tegak berpengaduk
Fungsi	Tempat terjadinya proses hidrolisa selulosa
Kapasitas	287.272,52 kg/hari
Waktu tinggal	10 menit
Bahan konstruksi	Stainless Steel SS 316
Temperatur desain	215°C
Tekanan desain	195,86 psia
Tutup atas	Standart dished head
Tutup bawah	Standart dished head
Dimensi :	
Outside diameter	54 in
Inside diameter	53,13 in
Tinggi total	128,97 in
Tebal plate	7/16 in
Tebal tutup	7/16 in
Pengaduk	
Tipe pengaduk	Six-blade 45° open turbine
Jumlah	2
Diameter pengaduk	2,22 ft
Putaran pengaduk	100 rpm
Lebar blade	0,44 ft
Panjang Blade	0,55 ft
Power	5,38 hp

14. SCREW CONVEYOR (J-211)

Tabel 5.14 Spesifikasi Alat Screw Conveyor (J-211)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	J-211
Jumlah	1
Fungsi	Mengangkut cake yang tersaring pada Rotary Drum Vacuum Filter I ke bucket elevator
Tipe	Plain Spout
Kapasitas	150,46 ft^3 cake/jam
Kapasitas maksimum	200 ft^3 cake/jam
Kecepatan	40 rpm
Diameter feed section	6 in
Diameter flight	9 in
Diameter pipa	2,5 in

15. BUCKET ELEVATOR (J-212)

Tabel 5.15 Spesifikasi Alat Bucket Elevator II (J-212)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	J-212
Fungsi	Mengangkut cake ke bin untuk umpan Reaktor Hidrolisa
Tipe	Spaced-bucket positive-discharge elevator
Kapasitas	5,77 ton/jam
Kapasitas Standar	14 ton/jam
Ukuran bucket	6 x 4 x 4,5 in
Kecepatan bucket	260 ft/menit
Lebar belt	7 in
Power	1,6 hp
Jumlah	1

16. BIN (F-213)

Tabel 5.16 Spesifikasi Alat Bin (F-213)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-213
Tipe	Mass Flow Bin
Fungsi	Mengatur rate masuk pada Reaktor Hidrolisa
Kapasitas	287,272 ton
Bahan konstruksi	Stainless Steel SS 316
Temperatur desain	35°C
Tekanan desain	2,55 psig
Tutup atas	Flat
Tutup bawah	Conical 120°
Dimensi :	
Outside diameter	156 in
Inside diameter	155,13 in
Tinggi total	277,523 in
Tebal plate	7/16 in
Tebal tutup	7/16 in
Jumlah	1

17. BLOWDOWN TANK II (F-214)

Tabel 5.17 Spesifikasi Alat Blowdown Tank II (F-214)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-214
Jumlah	1
Tipe	Silinder tegak
Fungsi	Menurunkan tekanan sistem hingga 1 atm
Kapasitas	287.272,5 kg/hari
Waktu tinggal	5 menit
Bahan konstruksi	Stainless Steel SS 316
Temperatur desain	101°C
Tekanan desain	0,8 psig
Tutup atas	Standart dished head
Tutup bawah	Conical
Dimensi :	
Outside diameter	204 in
Inside diameter	202,25 in
Tinggi total	506,50 in
Tebal plate	7/8 in
Tebal tutup	7/8 in

18. TANGKI PENDINGIN HASIL HIDROLISA (E-215)

Tabel 5.18 Tabel Spesifikasi Tangki Pendingin Hasil Hidrolisa (E-215)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-215
Jumlah	1
Tipe	Silinder tegak berpengaduk dan berkoil
Fungsi	Tempat mendinginkan keluaran reactor pre-treatment
Kapasitas	261.457,2 kg/hari
Bahan konstruksi	Stainless Steel SS 316
Temperatur masuk	109°C
Temperatur keluar	35°C
Tekanan desain	3,44 psig
Tutup atas	Standart dished head
Tutup bawah	Standart dished head
Dimensi :	
Outside diameter	66 in
Inside diameter	65,63 in
Tinggi total	158,3 in
Tebal plate	3/16 in
Tebal tutup	3/16 in
Pengaduk	
Tipe pengaduk	Six-blade 45° open turbine
Jumlah	1
Diameter pengaduk	2,734 ft
Putaran pengaduk	100 rpm
Lebar blade	0,547ft
Panjang blade	0,684 ft
Power	8,26 hp
Koil pendingin	
Rate air pendingin	137.345,9 kg/jam
Outside diamter koil	3,5 in
Inside diamter koil	2,9 in
Diameter koil	4,5 ft
Jumlah lilitan koil	12
Tinggi koil	4,233 ft

19. TANGKI PENAMPUNG FILTRAT I (F-216)

Tabel 5.19 Tangki Penampung Filtrat I (F-125)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-216
Jumlah	1
Tipe	Silinder tegak
Fungsi	Menampung filtrate yang keluar dari Rotary Drum Vacuum Filter I
Kapasitas	245778 kg/hari
Bahan konstruksi	Stainless Steel SS 316
Temperatur desain	35°C
Tekanan desain	2,1752 psig
Tutup atas	Standart dished head
Tutup bawah	Standart dished head
Dimensi :	
Outside diameter	78 in
Inside diameter	77,4 in
Tinggi total	185,55 in
Tebal plate	5/16 in
Tebal tutup	5/16 in

20. POMPA VAKUM I (J-217)

Tabel 5.20 Spesifikasi Alat Pompa Vakum I (J-217)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	J-217
Jumlah	1
Fungsi	Mempertahankan kondisi vakum pada Rotary Drum Vcuum Filter I
Tipe	Centrifugal fan
Laju alir udara	2007 m^3/jam
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C
Temperatur desain	30°C
Power	3,6 hp

21. TANGKI NETRALISASI (F-218)

Tabel 5.21 Spesifikasi Alat Tangki Netralisasi (F-218)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-218
Jumlah	1
Tipe	Silinder tegak
Fungsi	Menetralkan kondisi asam dari larutan
Kapasitas	21.184,45 kg/jam
Bahan konstruksi	Stainless Steel SS 316
Temperatur desain	35°C
Tekanan desain	7,1 psig
Tutup atas	Standart dished head
Tutup bawah	Standart dished head
Dimensi :	
Outside diameter	102 in
Inside diameter	101,6 in
Tinggi total	243,92 in
Tebal plate	3/16 in
Tebal tutup	3/16 in

22. POMPA FILTRAT ROTARY VACUM 1 KE TANGKI NETRALISASI (L-219 A)

Tabel 5.22 Spesifikasi Alat Pompa Filtrat (L-219A)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L-219A
Jumlah	1
Fungsi	Memompa Liquid dari Tangki Filtrat ke Tangki Netralisasi
Tipe	Centrifugal pump
Kapasitas	10.894,05 kg/jam
Bahan konstruksi	Stainless Steel SS 316
Temperatur desain	35°C
Tekanan asal	14,7 psia
Tekanan tujuan	14,7 psia
Power	1 hp

23. POMPA HIDROLISA KE TANGKI NETRALISASI (L-219 B)

Tabel 5.23 Spesifikasi Alat Pompa Cooler (L-219B)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L-219B
Jumlah	1
Fungsi	Memompa Liquid dari Cooler ke Tangki Netralisasi
Tipe	Centrifugal pump
Kapasitas	10.894,05 kg/jam
Bahan konstruksi	Stainless Steel SS 316
Temperatur desain	35°C
Tekanan asal	14,7 psia
Tekanan tujuan	14,7 psia
Power	1 hp

24. POMPA HASIL NETRALISASI KE ROTARY VACUM FILTER (L-219 C)

Tabel 5.24 Spesifikasi Alat Pompa Cooler (L-219 C)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L-219C
Jumlah	1
Fungsi	Memompa fluida dari Tangki Netralisasi ke Rotary Vacuum Filter II
Tipe	Centrifugal pump
Kapasitas	21.184,45 kg/jam
Bahan konstruksi	Stainless Steel SS 316
Temperatur desain	35°C
Tekanan asal	14,7 psia
Tekanan tujuan	14,7 psia
Power	1 hp

25. TANGKI STARTER (R-310)

Tabel 5.25 Spesifikasi Alat Tangki Starter (R-221)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	R-221
Jumlah	6
Tipe	Silinder tegak berpengaduk dan berkoil
Fungsi	Tempat fermentasi glukosa dan xylosa
Kapasitas	350,268 ft^3
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA 167 Grade 3
Temperatur desain	35°C
Tekanan desain	4,69 psig
Tutup atas	Standart dished head
Tutup bawah	Standart dished head
Dimensi :	
Outside diameter	90 in
Inside diameter	89,38 in
Tinggi total	213,65 in
Tebal plate	5/16 in
Tebal tutup	5/16 in
Pengaduk	
Tipe pengaduk	Six-blade 45° open turbine
Jumlah	2
Diameter pengaduk	2,23 ft
Putaran pengaduk	70 rpm
Lebar blade	0,45 ft
Panjang blade	0,56 ft
Power	1,02 hp
Koil pendingin	
Rate air pendingin	5.712,1 kg/jam
Outside diamter koil	3,5 in
Inside diamter koil	2,9 in
Diameter koil	4,5 ft
Jumlah lilitan koil	12
Tinggi koil	7,33ft

26. ROTARY DRUM VACUUM FILTER II (H-311)

Tabel 5.26 Spesifikasi Alat Rotary Drum Vacuum Filter II (H-311)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	H-311
Jumlah	1
Fungsi	Memisahkan padatan yang terikut dalam fluida keluaran Reaktor Hidrolisa
Tipe	Rotary Drum Vacuum Filter
Kapasitas	4.301 kg solid/jam
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA 167 Grade 3
Filter	Nylon
Temperatur desain	35°C
Tekanan desain	560 mmHg
Dimensi	
Diameter	8 ft
Panjang	16 ft

27. TANGKI PENAMPUNG FILTRAT II (F-312)

Tabel 5.27 Spesifikasi Alat Tangki Penampung FIltrat II (F-312)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-312
Jumlah	1
Tipe	Silinder tegak
Fungsi	Menampung filtrate yang keluar dari Rotary Drum Vacuum Filter II
Kapasitas	20.088,17 kg/jam
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA 167 Grade 3
Temperatur desain	35°C
Tekanan desain	6,20193 psig
Tutup atas	Standart dished head
Tutup bawah	Standart dished head
Dimensi :	
Outside diameter	168 in
Inside diameter	167 in
Tinggi total	402,55 in
Tebal plate	1/2 in
Tebal tutup	1/2 in

28. POMPA VAKUM II (G-313)

Tabel 5.28 Spesifikasi Alat Pompa Vakum (G-313)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-313
Jumlah	1
Fungsi	Mempertahankan kondisi vakum pada Rotary Drum Vcuum Filter II
Tipe	Centrifugal fan
Laju alir udara	2007 m^3/jam
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C
Temperatur desain	30°C
Power	6,1 hp

29. POMPA FILTRAT KE TANGKI STARTER & FERMENTOR (L-314)

Tabel 5.29 Spesifikasi Alat Pompa Filtrat (L-314)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L-314
Jumlah	1
Fungsi	Memompa fluida dari Tangki Penampung Filtrat ke tee Fermentor
Tipe	Centrifugal pump
Kapasitas	21.098,92 kg/jam
Bahan konstruksi	Stainless Steel SS 316
Temperatur desain	35°C
Tekanan asal	14,7 psia
Tekanan tujuan	14,7 psia
Power	1 hp

30. POMPA KE FERMENTOR (L-315)

Tabel 5.30 Spesifikasi Alat Pompa Starter (L-315)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L-315
Jumlah	1
Fungsi	Memompa fluida dari Tangki Starter ke Fermentor
Tipe	Centrifugal pump
Kapasitas	2.192,60 kg/jam
Bahan konstruksi	Stainless Steel SS 316
Temperatur desain	35°C
Tekanan asal	14,7 psia
Tekanan tujuan	14,7 psia
Power	1 hp

31. REAKTOR FERMENTOR (R-320)

Tabel 5.31 Spesifikasi Alat Reaktor Fermentor (R-320)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	R-320
Jumlah	8
Tipe	Silinder tegak berpengaduk
Fungsi	Tempat fermentasi glukosa dan xylosa
Kapasitas	3.152,4 ft^3
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA 167 Grade 3
Temperatur desain	35°C
Tekanan desain	9,72 psig
Tutup atas	Standart dished head
Tutup bawah	Standart dished head
Dimensi :	
Outside diameter	180 in
Inside diameter	179 in
Tinggi total	428,71 in
Tebal plate	5/8 in
Tebal tutup	5/8 in
Pengaduk	
Tipe pengaduk	Six-blade 45° open turbine
Jumlah	1
Diameter pengaduk	4,48 ft
Putaran pengaduk	60 rpm
Lebar blade	0,9 ft
Panjang blade	1,12 ft
Power	19,92 hp
Koil pendingin	
Rate air pendingin	32.677,9 kg/jam
Outside diamter koil	1,9 in
Inside diamter koil	1,5 in
Diameter koil	4,5 ft
Jumlah lilitan koil	27
Tinggi koil	12,567 in

32. POMPA KE TANGKI INAKTIVASI (L-321A)

Tabel 5.32 Spesifikasi Alat Pompa Fermentor (L-321A)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L-321A
Jumlah	1
Fungsi	Memompa fluida dari Tangki Fermentor ke Tangki Penampung
Tipe	Centrifugal pump
Kapasitas	22,027.09 kg/jam
Bahan konstruksi	Stainless Steel SS 316
Temperatur desain	35°C
Tekanan asal	14,7 psia
Tekanan tujuan	14,7 psia
Power	0,27 hp

33. POMPA KE ROTARY VACUM FILTER (L-321B)

Tabel 5.33 Spesifikasi Alat Pompa Fermentor (L-321B)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L-321B
Jumlah	1
Fungsi	Memompa fluida dari Tangki Penampung Fermentor ke Rotary Vacuum Filter 3
Tipe	Centrifugal pump
Kapasitas	21.184,45 kg/jam
Bahan konstruksi	Stainless Steel SS 316
Temperatur desain	60°C
Tekanan asal	14,7 psia
Tekanan tujuan	14,7 psia
Power	1 hp

34. POMPA KE KOLOM DISTILASI (L-321C)

Tabel 5.34 Spesifikasi Alat Pompa Filtrat(L-321 C)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L-321C
Jumlah	1
Fungsi	Memompa fluida dari Tangki Penampung Filtrat ke Kolom Distilasi
Tipe	Centrifugal pump
Kapasitas	21.839,74 kg/jam
Bahan konstruksi	Stainless Steel SS 316
Temperatur desain	60°C
Tekanan asal	14,7 psia
Tekanan tujuan	14,7 psia
Power	1,65 hp

35. TANGKI PENAMPUNG FERMENTOR (F-322)

Tabel 5.35 Spesifikasi Alat Tangki Penampung Ferementor (F-322)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-322
Jumlah	1
Tipe	Silinder tegak berpengaduk dan berkoil
Fungsi	Tempat menampung hasil fermentasi & inaktivasi
Kapasitas	3152,4 ft^3
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA 167 Grade 3
Temperatur desain	35°C
Tekanan desain	9,9 psig
Tutup atas	Standart dished head
Tutup bawah	Standart dished head
Dimensi :	
Outside diameter	180 in
Inside diameter	178,75 in
Tinggi total	426,07 in
Tebal plate	5/8 in
Tebal tutup	5/8 in
Pengaduk	
Tipe pengaduk	Six-blade 45° open turbine
Jumlah	1
Diameter pengaduk	4,469 ft
Putaran pengaduk	50 rpm
Lebar blade	0,894 ft
Panjang blade	1,117 ft
Power	11,61 hp
Koil pemanas	
Rate steam pemanas	1.191 kg/jam
Outside diamter koil	4,5 in
Inside diamter koil	3,826 in
Diameter koil	4,5 ft
Jumlah lilitan koil	11
Tinggi koil	9,1167 ft

36. ROTARY DRUM VACUUM FILTER III (H-323)

Tabel 5.36 Spesifikasi Alat Rotary Drum Vacuum Filter III (H-323)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	H-323
Jumlah	1
Fungsi	Memisahkan padatan yang terikut dalam fluida keluaran Reaktor Hidrolisa
Tipe	Rotary Drum Vacuum Filter
Kapasitas	2.383 kg solid/jam
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA 167 Grade 3
Filter	Nylon
Temperatur desain	35°C
Tekanan desain	560 mmHg
Dimensi	
Diameter	8 ft
Panjang	8 ft

37. TANGKI PENAMPUNG FILTRAT II (F-324)

Tabel 5.37Spesifikasi Alat Tangki Penampung FIltrat II (F-324)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-324
Jumlah	1
Tipe	Silinder tegak
Fungsi	Menampung filtrate yang keluar dari Rotary Drum Vacuum Filter III
Kapasitas	21.979,43 kg/jam
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA 167 Grade 3
Temperatur desain	35°C
Tekanan desain	5,170 psig
Tutup atas	Standart dished head
Tutup bawah	Standart dished head
Dimensi :	
Outside diameter	180 in
Inside diameter	178,75 in
Tinggi total	426,07in
Tebal plate	5/8 in
Tebal tutup	5/8 in

38. POMPA VAKUM III (G-325)

Tabel 5.38 Spesifikasi Alat Pompa Vakum (G-325)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-325
Jumlah	1
Fungsi	Mempertahankan kondisi vakum pada Rotary Drum Vcuum Filter III
Tipe	Centrifugal fan
Laju alir udara	1003 m^3/jam
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C
Temperatur desain	30°C
Power	1,8 hp

39. KOLOM DISTILASI (D-410)

Tabel 5.39 Spesifikasi Alat Kolom Distilasi (D-410)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	D-410
Jumlah	1
Tipe	Sieve tray
Fungsi	Pemisahan multi komponen menjadi campuran etanol-air
Kapasitas	21.979 kg/jam
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA 167 Grade 3
Spesifikasi Plate	
Jumlah tray	21
Active area (ft^2)	73,325
Tray spacing (in)	24
Tinggi total (ft)	52,698
ID (ft)	10
Tebal shell (in)	3/8

40. KONDENSOR KOLOM DISTILASI (E-411)

Tabel 5.40 Tabel Spesifikasi Alat Kondensor Kolom Distilasi (E-411)

Spesifikasi	Keterangan		
Kode	E - 411		
Fungsi	Mengembunkan produk overhead kolom distilasi I		
Tipe	2-4 shell and tube heat exchanger		
Suhu masuk	Overhead	:	94°C
	Pendingin	:	30°C
Suhu keluar	Overhead	:	80°C
	Pendingin	:	45°C
Shell, Over Head	ID	:	31 in
	baffle	:	25 in
	Passes	:	2
	Bahan	:	Carbon Steel SA 212 Grade A
	ΔP	:	1,164 psi
Tube, Pendingin	Tipe	:	Triangular
	OD	:	0,75 in
	Jumlah	:	678
	Panjang	:	11 ft
	BWG	:	14
	Pitch	:	1 in
	Passes	:	4
	ΔP	:	8,76 psi
	Bahan	:	Carbon Steel SA 212 Grade A
Luas area	5.389 ft^2		
Jumlah	1 buah		

41. AKUMULATOR KOLOM DISTILASI (F-412)

Tabel 5.41 Spesifikasi Alat Akumulator Kolom Distilasi (F-412)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-412
Jumlah	1
Tipe	Silinder tegak
Fungsi	Menampung kondensat produk overhead dari kolom distilasi
Kapasitas	1.357,9 ft3/jam
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA 167 Grade 3
Temperatur desain	83°C
Tekanan desain	2,95 psig
Tutup atas	Standart dished head
Tutup bawah	Standart dished head
Dimensi :	
Outside diameter	66 in
Inside diameter	65,5 in
Tinggi total	158,77 in
Tebal plate	4/16 in
Tebal tutup	4/16 in

42. POMPA REFLUX DAN MEMBRAN 1 (L-413 A)

Tabel 5.42 Spesifikasi Alat Pompa Reflux dan Membran (L-413A)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L-413A
Jumlah	1
Fungsi	Memompa fluida dari Tangki Akumulator ke Membra 1
Tipe	Centrifugal pump
Kapasitas	2.497,84 kg/jam
Bahan konstruksi	Stainless Steel SS 316
Temperatur desain	60°C
Tekanan asal	14,7 psia
Tekanan tujuan	14,7 psia
Power	1 hp

43. POMPA FEED MEMBRAN 2 (L-413B)

Tabel 5.43 Spesifikasi Alat Pompa Feed Membran (L-413B)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L-413B
Jumlah	1
Fungsi	Memompa fluida dari Membran 1 ke membran 2
Tipe	Centrifugal pump
Kapasitas	1.815,72 kg/jam
Bahan konstruksi	Stainless Steel SS 316
Temperatur desain	24°C
Tekanan asal	14,7 psia
Tekanan tujuan	14,7 psia
Power	1 hp

44. REBOILER KOLOM DISTILASI (E-414)

Tabel 5.44 Tabel Spesifikasi Alat Reboiler Kolom Distilasi (E-414)

Spesifikasi	Keterangan		
Kode	E - 414		
Fungsi	Menguapkan Kembali Bottom Produk distilasi		
Tipe	2-4 shell and tube heat exchanger		
Suhu masuk	Bottom Produk	:	99,79°C
	Steam	:	120°C
Suhu keluar	Bottom Produk	:	100°C
	Steam	:	120°C
Shell, Feed	ID	:	39 in
	Passes	:	2
	Bahan	:	Carbon Steel SA 212 Grade A
	ΔP	:	-
Tube, Steam	Tipe	:	Triangular
	OD	:	0,75 in
	Jumlah	:	1.176
	Panjang	:	16 ft
	BWG	:	17
	Pitch	:	1 in
	Passes	:	2
	ΔP	:	0,20144 psi
	Bahan	:	Carbon Steel SA 212 Grade A
Luas area	3587 ft^2		
Jumlah	1 buah		

45. PREHEATER FEED KOLOM DISTILASI (E-411)

Tabel 5.45 Tabel Spesifikasi Alat Preheater Kolom Distilasi (E-411)

Spesifikasi	Keterangan		
Kode	E – 411		
Fungsi	Memanaskan feed kolom distilasi I		
Tipe	1-2 shell and tube heat exchanger		
Suhu masuk	Steam	:	120°C
	Feed	:	60°C
Suhu keluar	Steam	:	120°C
	Feed	:	100°C
Shell, Feed	ID	:	15,25in
	baffle	:	10 in
	Passes	:	1
	Bahan	:	Carbon Steel SA 212 Grade A
	ΔP	:	5,694 psi
Tube, Steam	Tipe	:	Triangular
	OD	:	0,75 in
	Jumlah	:	138
	Panjang	:	16 ft
	BWG	:	14
	Pitch	:	1 in
	Passes	:	2
	ΔP	:	0,016897 psi
	Bahan	:	Carbon Steel SA 212 Grade A
Luas area	805 ft^2		
Jumlah	1 Buah		

46. MEMBRAN PERVAPORASI I (D-416 A)

Tabel 5.46 Tabel Spesifikasi Alat Membran Pervaporasi (D-416 A)

Spesifikasi	Keterangan		
Kode	D – 416 A		
Fungsi	Memurnikan etanol menjadi 80%		
Tipe	Tubular		
Shell, Feed	ID	:	35 in
	Bahan	:	Carbon Steel SA 212 Grade A
Tube, Steam			
	OD	:	0,75 in
	Jumlah	:	970
	Panjang	:	16 ft
	BWG	:	16
	Bahan	:	Keramik
Membran	PolyvinylAlcohol (PVA)		
Luas area	3047 ft^2		
Jumlah	2 Buah		

47. POMPA STORAGE ETHANOL (L-417)

Tabel 5.47 Spesifikasi Alat Pompa Storage Etanol (L-417)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L-417
Jumlah	1
Fungsi	Memompa fluida dari Membran 1 ke membran 2
Tipe	Centrifugal pump
Kapasitas	1.341,3 kg/jam
Bahan konstruksi	Stainless Steel SS 316
Temperatur desain	14°C
Tekanan asal	14,7 psia
Tekanan tujuan	14,7 psia
Power	1 hp

48. PREHEATER FEED MEMBRAN 2 (E-418)

Tabel 5.48 Tabel Spesifikasi Alat Preheater Feed Membran 2 (E-418)

Spesifikasi	Keterangan		
Kode	E – 418		
Fungsi	Memanaskan feed kolom membran 2		
Tipe	1-2 shell and tube heat exchanger		
Suhu masuk	Steam	:	120°C
	Feed	:	23°C
Suhu keluar	Steam	:	120°C
	Feed	:	80°C
Shell, Feed	ID	:	10 in
	baffle	:	2 in
	Passes	:	1
	Bahan	:	Carbon Steel SA 212 Grade A
	ΔP	:	2,46 psi
Tube, Steam	Tipe	:	Triangular
	OD	:	0,75 in
	Jumlah	:	52
	Panjang	:	5 ft
	BWG	:	14
	Pitch	:	1 in
	Passes	:	2
	ΔP	:	0,011173 psi
	Bahan	:	Carbon Steel SA 212 Grade A
Luas area	62 ft^2		
Jumlah	1 buah		

49. MEMBRAN PERVAPORASI 2 (E-416 B)

Tabel 5.49 Tabel Spesifikasi Alat Membran Pervaporasi (E-416 B)

Spesifikasi	Keterangan		
Kode	E – 416B		
Fungsi	Memurnikan etanol menjadi 99,7%		
Tipe	Tubular		
Shell, Feed	ID	:	39 in
	Bahan	:	Carbon Steel SA 212 Grade A
Tube, Steam			
	OD	:	0,75 in
	Jumlah	:	1.206
	Panjang	:	16 ft
	BWG	:	16
	Bahan	:	Keramik
Membran	PolyvinylAlcohol (PVA)		
Luas area	3788 ft^2		
Jumlah	2 Buah		

50. STORAGE ETANOL (F-419)

Tabel 5.50 Spesifikasi Alat Storage Etanol (F-419)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-419
Jumlah	1
Tipe	Storage Liquid Tertutup
Fungsi	Menampung produk etanol
Kapasitas	30.137,5 ft^3
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA 167 Grade 3
Temperatur desain	35°C
Tekanan desain	300 psig
Tutup atas	Conical
Tutup bawah	Flat
Dimensi :	
Diameter	50 ft
Tinggi total	24 ft
Jumlah course	4
Tebal Course	
Course 1	5/16
Course 2	4/16
Course 3	3/16
Course 4	2/16
Tebal bagian dasar	5/16

BAB VI

PERANCANGAN ALAT UTAMA

Nama Alat : Kolom Distilasi

Type : *Sieve Tray*

Kode Alat : D-410

Prinsip kerja :

Kolom Distilasi berupa bejana tegak, yang berdiri pada skirt dan pondasi beton. Feed diumpankan ke dalam kolom yang memiliki plate yang tersusun secara seri. Dalam operasi normal, uap bergerak keatas melalui lubang-lubang tray yang terdispersi oleh liquida yang mengalir diatasnya. Akibat kontak tersebut, sejumlah liquida diuapkan, kemudian uap yang terjadi akan dikondensasikan sebagai destilat.

Dari neraca massa Appendiks A dan neraca panas Appendiks B

1. Feed masuk

   Rate : 21979.43 kg/jam

   Temperatur : 100 °C

2. Destilat

   Rate : 2497.84 kg/jam

   Temperatur : 80 °C

3. Bottom

   Rate : 19481.59 kg/jam

   Temperatur : 100 °C

Tahap Perancangan:

1. Perancangan Kolom Distilasi
   a. Jumlah plate yang dibutuhkan untuk mendapatkan hasil yang dikehendaki
   b. Ukuran diameter kolom
   c. Jarak antara tray (tray spacing)
   d. Menentukan type tray
   e. Konstruksi detail tray
2. Perencanaan nozzle
3. Perencanaan mekanis
4. Perencanaan skirt support dan pondasi

Dari perhitungan neraca panas:

$$R = 2,143422402$$

$$\frac{R}{R+1} = \frac{2,143422402}{2,143422402+1} = 0,681875398$$

$$Rmin = 1,42894827$$

$$\frac{Rmin}{Rmin+1} = \frac{1,42894827}{1,42894827+1} = 0,588299178$$

1. Menentukan jumlah plate

Dengan menggunakan metode Gilliand (fig. 13-41, Perry's 7th edition, hal 13-35)

$$\frac{R-Rmin}{R+1} = \frac{2,143422402-1,42894827}{2,143422402+1} = 0,227291799$$

dari gambar 13-41 diperoleh nilai :

$$\frac{N-Nmin}{N+1} = 0,69$$

Penentuan jumlah plate minimum (Nm) menggunakan metode *Fenske* (pers.11.7-12, *Geankoplis* 3th, hal 683). Relatif volatil (α) dari light key, dihitung dari temperatur dew point top dan dew point bottom dimana :

$\alpha_{LK} = (\alpha_D \times \alpha_B)^{1/2}$

$= 14{,}21322051$

$$Nm = \frac{\log\left(\frac{X_{LD}}{X_{HD}} \times \frac{X_{HW}}{X_{LW}}\right)}{\log\alpha_{av}} = \frac{\log\left(\frac{0{,}872320091}{0{,}000000831} \times \frac{0{,}0000869}{0{,}034512815}\right)}{\log 14{,}21322051} = 2{,}968800667$$

$$\frac{N - Nmin}{N+1} = 0{,}69$$

$N - 2{,}968800667 = 0{,}69\,(N+1)$

$N - 2{,}968800667 = 0{,}69N + 0{,}69$

$N = 11{,}8025828 \approx 12$

Jumlah plate aktual ditentukan dengan *Gilliand Correlation* antara plate aktual dengan refluk minimum dan plate teoritis, sehingga :

Nact = 12

2. Menentukan letak umpan masuk

Penentuan letak umpan masuk menggunakan metode *Kirk-Bride's* (pers, 11-7.21, Geankoplis 3th, hal 687)

$$\text{Log}\ \frac{Ne}{Ns} = 0{,}206 \log\left[\left(\frac{X_{HF}}{X_{LF}}\right) \times \frac{W}{D} \times \left(\frac{X_{LW}}{X_{HD}}\right)^2\right]$$

$$\text{Log}\ \frac{Ne}{Ns} = 0{,}206 \log\left[\left(\frac{0{,}000033685}{0{,}323176796}\right) \times \frac{10086{,}39852}{6013{,}307287} \times \left(\frac{0{,}034512815}{0{,}000000831}\right)^2\right]$$

$$\text{Log } \frac{Ne}{Ns} = 1{,}128751832$$

$$\frac{Ne}{Ns} = 13{,}45091512$$

$$Ne + Ns = 12$$

$$13{,}45091512\ Ns + Ns = 12$$

$$Ns = 0{,}830397238 \approx 1$$

$$Ne + 10 = 12 \quad ; \quad Ne = 11$$

Jadi feed masuk pada plate ke - 11 dari atas dan ke - 1 dari bawah.

3. Menentukan distribusi beban massa pada kolom

Aliran uap masuk kondensor (V)

$V = (R + 1)D$

$= (2{,}143422402 + 1) \times 110{,}0582488$ kgmol/jam

$= 345{,}9595648$ kgmol/jam $= 762{,}7024566$ lbmol/jam

Aliran liquida masuk kondensor (L)

$L = R \times D$

$= 2{,}143422402 \times 110{,}0582488$ kgmol/jam

$= 235{,}901316$ kgmol/jam $= 520{,}0680413$ lbmol/jam

Aliran liquida masuk reboiler

$L' = L + (q \times F)$

$= 235{,}901316 + (1 \times 319{,}4298542)$ kgmol/jam

$= 555{,}3311702$ kgmol/jam $= 1224{,}283098$ lbmol/jam

Aliran uap keluar reboiler

V' = V x F (q – 1)

= 345,9595648 x 319,4298542 (1 – 1) kgmol/jam

= 345,9595648 kgmol/jam = 762,704566 lbmol/jam

Enriching

V = 345,9595648 kgmol/jam = 762,7024566 lbmol/jam

L = 235,901316 kgmol/jam = 520,0680413 lbmol/jam

Exhausting

V' = 345,9595648 kgmol/jam = 762,7024566 lbmol/jam

L' = 555,3311702 kgmol/jam = 1224,283098 lbmol/jam

Menentukan BM Campuran

Komponen	Xf	Xd	Xb	Yf	Yd	Yb	BM
C_3H_7OH	0,2026131	0,766948	0,01931	0,4635023	0,9239072	0,0602536	60
H_2O	0,7674797	0,203921	0,9754575	0,5358773	0,0743805	0,9329651	18
$C_6H_{14}O$	0,0003014	0,000005767	0,000432	0,000003572	0,00000004466	0,000005977	102
Total	1	1	1	1	1	1	180

Enriching

- Bagian atas :

BM liquida = (X_D.BM)C_3H_7OH + (X_D . BM) H_2O + (X_D . BM) $C_6H_{14}O$

= (0,766948 x 60) + (0,203921 x 18) + (0,000005767 x 102)

= 49,68804623 lb/lbmol

BM uap = (Y_D.BM) C_3H_7OH + (Y_D . BM) H_2O + (Y_D . BM) $C_6H_{14}O$

= (0,9239072 x 60) + (0,0743805 x 18)+ (0,00000004466 x 102)

= 56,77328556 lb/lbmol

– Bagian bawah :

BM liquida = (X_F.BM) C_3H_7OH + (X_F . BM) H_2O + (X_F . BM) $C_6H_{14}O$

= (0,2026131 x 60) + (0,7674797 x 18) + (0,0003014 x 102)

= 26,0021634 lb/lbmol

BM uap = (Y_F.BM) C_3H_7OH + (Y_F.BM) H_2O + (Y_F.BM) $C_6H_{14}O$

= (0,4635023 x 60) + (0,5358773 x 18) + (0,000003572 x 102)

= 37,45629374 lb/lbmol

Exhausting

- Bagian atas :

BM liquida = (X_F.BM) C_3H_7OH + (X_F . BM) H_2O + (X_F . BM) $C_6H_{14}O$

= (0,2026131 x 60) + (0,7674797 x 18) + (0,0003014 x 102)

= 26,0021634 lb/lbmol

BM uap = (Y_F.BM) C_3H_7OH + (Y_F.BM) H_2O + (Y_F.BM) $C_6H_{14}O$

= (0,4635023 x 60) + (0,5358773 x 18) + (0,000003572 x 102)

= 37,45629374 lb/lbmol

- Bagian bawah :

BM liquida = (X_B.BM) C_3H_7OH + (X_B . BM) H_2O + (X_B . BM) $C_6H_{14}O$

= (0,01931 x 60) + (0,9754575 x 18) + (0,000432 x 102)

= 18,760899 lb/lbmol

BM uap = (Y_B.BM) C_3H_7OH + (Y_B.BM) H_2O + (Y_B.BM) $C_6H_{14}O$

= (0,0602536 x 60) + (0,9329651 x 18) + (0,000005977 x 102)

= 20,40919745 lb/lbmol

Perhitungan Beban Destilasi

	uap			liquid		
	lbmol/jam	BM	lb/jam	lbmol/jam	BM	lb/jam
enriching						
atas	762,7024566	56,77328556	43301,12436	520,0680413	49,68804623	25841,16488
bawah	762,7024566	37,45629374	28568,00725	520,0680413	26,0021634	13522,89419
exhausting						
atas	**762,7024566**	**37,45629374**	**28568,00725**	**1224,283098**	**26,0021634**	**31834,00916**
bawah	762,7024566	20,40919745	15566,14503	1224,283098	18,760899	22968,65155

Perhitungan beban destilasi terletak pada exhausting bagian atas

L = 31834,00916 lb/jam BM = 26,0021634

V = 28568,00725 lb/jam BM = 37,45629374

Perhitungan densitas campuran :

Densitas uap pada T = 81,562 °C = 354,562 K

$$\rho = \frac{BM \times T_o \times P_1}{V_o \times T_1 \times P_o} = \frac{37,45629374 \times 273 \times 1}{359 \times 354,562 \times 1} = 0,080300291 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho = 0,001499197 \text{ g/cm}^3 = 0,000040025 \text{ mol/cm}^3$$

Densitas liquida pada T = 81,562 °C = 354,562 K

	Massa kg/jam	Massa lb/jam	s.g	ρ
C_3H_7OH	325,99679	718,6925232	0,72	44,928
H_2O	82583,349	182063,2512	1,834	114,4416
$C_6H_{14}O$	218,40648	481,4989258	6,75	421,2
Total	83127,75227	183263,4427	9,304	580,5696

$$\rho = \frac{M_{total}}{\frac{m_1}{\rho_1} + \frac{m_2}{\rho_2} + \frac{m_3}{\rho_3}}$$

$$\rho = \frac{183263,4427}{\frac{718,6925232}{44,928} + \frac{182063,2512}{114,4416} + \frac{481,4989258}{421,2}} = 113,9681596 \text{ lb/ft}^3$$

ρ = 113,9681596 lb/ft^3 x 528,675g/lb x 1ft^3/28,317L x 1L/1000cm^3

ρ = 2,127771896 g/cm^3 = 0,081830572 mol/cm^3

4. Menentukan Surface Tension bahan (σ)

Pers. 2–169 hal 2–372, "Perry's Chemical Engineering Handbook ed. 7" :

$\sigma^{1/4} = \Sigma X_i Pi (X_i . \rho_L)$

Dari "Perry's Chemical Engineering Handbook" edisi 7, tabel 2-402 hal 2-373 diperoleh :

- C_3H_7OH : [P] = 170,8
- $C_6H_{14}O$: [P] = 290,8
- H_2O : [P] = 50,8

Perhitungan jumlah Parachor [P]

Komponen	m(kgmol/jam)	Xi	P	Xi x P
C_3H_7OH	103,2323167	0,323176796	170,8	55,19859669
H_2O	216,1867775	0,676789519	50,8	34,38090758
$C_6H_{14}O$	0,01076	3,3685E-05	290,8	0,009795603
Total	319,4298542	1		89,58929988

Surface tension ($\sigma^{1/4}$) = 89,58929988 x (0,323176796 x 0,081830573)

= 2,369255505 dyne/cm

σ = 31,50994124 dyne/cm

5. Dasar Perancangan Kolom Distilasi

V = 28568,00725 lb/jam ρ_V = 0,080300291 lb/ft^3

L = 31834,00916 lb/jam ρ_L = 113,9681596 lb/ft^3

a. Menentukan diameter tray dan spacing kolom destilasi

$$V = \frac{28568{,}00725 \text{ lb/jam}}{0{,}080300291 \text{ lb/ft}^3} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ dtk}} = 98{,}82352182 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$L = \frac{31834{,}00916\ \text{lb/jam}}{113{,}9681596\ \text{lb/ft}^3} \times \frac{7{,}48\ \text{gal.j}}{60\ \text{ft}^3.\text{menit}} = 34{,}82235585\ \text{gpm}$$

Trial : T = 15 dan σ = 31,50994124dyne/cm, didapatkan C = 450 (ludwig, gbr. 8.50 hal.67)

$$G = C\sqrt{\rho_V(\rho_L - \rho_V)}$$

$$= 450\sqrt{0{,}080300291(113{,}9681596 - 0{,}080300291)}$$

$$= 1391{,}089608\ \text{lb/j.ft}^2$$

$$d = 1{,}13\sqrt{\frac{V_M}{G}} = 1{,}13\sqrt{\frac{28568{,}00725}{1391{,}089605}} = 5{,}17742150 \approx 5{,}5\ \text{ft}$$

Misal : Lw/d = 60 %, didapat Ad = 5,25 % At (ludwig, gbr. 8.69 hlm. 88)

Harga Shell = (π .d.T/12) ($2,8)

Harga Tray = {(1-0.5).π/4.d^2) ($0,79)

Harga Downcomer = (0,6.d.T/12) ($0,5)

Harga Total = Harga Shell + Harga Tray + harga Downcomer

Dengan cara yang sama didapatkan harga pada tabel untuk T = 10 – 36 in :

T	C	G	D	harga shell	harga tray	harga downcomer	harga ($)
10	180	544,33941	8,186222175 ≈ 8,5	59,97772114	20,77943845	2,046555544	82,803715
12	315	952,59397	6,188202301 ≈ 6,5	54,40667463	11,87396483	1,85646069	68,1371
15	**450**	**1360,84853**	**5,177421501 ≈ 5,5**	**56,8998623**	**8,311775381**	**1,941533063**	**67,153171**
18	560	1693,50039	4,641151726 ≈ 5	61,20750896	6,679105217	2,088518277	69,975132
20	620	1874,94686	4,410866719 ≈ 4,5	64,63390032	6,032740196	2,205433359	72,872074
24	690	2086,63441	4,181145053 ≈ 4,5	73,52125462	5,420723075	2,508687032	81,450665
30	720	2177,35765	4,093111088 ≈ 4	89,96658171	5,194859613	3,069833316	98,231275
36	760	2298,32196	3,983941785 ≈ 4	105,0804485	4,921445949	3,585547606	113,58744

Diambil T = 15 dengan d = 5,177421501 ft ≈ 5,5 ft, karena memiliki harga yang paling murah.

b. Menentukan type aliran :

L = 34,82235585 gpm, d = 5,5 ft, dari gambar 8.63 ludwig hal. 96, type aliran **"Reverse Flow"**

c. Pengecekan terhadap liquid head (hd)

Qmax = 1,3 x L = 1,3 x 34,82235585 gpm = 45,2690626 gpm

Qmin = 0,7 x L = 0,7 x 34,82235585 gpm = 24,37564909 gpm

$$how_{max} = \left[\frac{Qmax}{2{,}98\,Lw}\right]^{2/3} \qquad how_{min} = \left[\frac{Qmin}{2{,}98\,Lw}\right]^{2/3}$$

hw = 1,5 – 3,5 in (diambil = 2 in)

h_L max = hw + how max

h_L min = hw + how min

untuk d = 5,5 ft = 66 in, T = 15, Sleve Tray dan Reverse flow :

Lw/d	0,55	**0.6**	0.65	0.7	0.75	(
Lw	36,3	**39,6**	42,9	46,2	49,5	5
How max	0,559481514	**0,527950697**	0,500516766	0,476389493	0,454974119	0,435
How min	0,370301553	**0,349432391**	0,331274816	0,315305805	0,301131706	0,288
hw	2	**2**	2	2	2	
hl max	2,559481514	**2,527950697**	2,500516766	2,476389493	2,454974119	2,435
hl min	2,370301553	**2,349432391**	2,331274816	2,315305805	2,301131706	2,288

Diambil optimalisasi diameter kolom destilasi sesuai dengan :

Lw/d = 60 %

hw – hc = ¼ in

hc = 2 – ¼ = 1,75 in

Adc = Lw x hc = 39,6 in x 1,75 in = 69,3 in^2 = 0,48125 ft^2

Dari gambar 8.69, Ludwig , hal 88 didapatkan :

$Ad = 5,25\ \%At = 0,0525\ (1/4\ \pi.\ d^2) = 1,234805\ ft^2$

$Ap = 0,48125\ ft^2$ (harga terkecil dari Adc dan Ad)

$$hd = 0,03\left[\frac{Q_L max}{100 \times Ap}\right]^2 = 0,03\left[\frac{45,2690626}{100 \times 0,48125}\right]^2 = 0,026545003\ in$$

$hd = 0,026545003\ in < 1\ in$ (memadai)

d. Pengecekan harga tray spacing (T)

Untuk Lw/d = 60 %, pada gbr. 8.69 Ludwig didapatkan harga Wd = 10 % d

Wd = 10 % d = 6,6 in

r = ½ d = ½ x 5,5 ft = 2,75 ft

Ws = 3 in (luas daerah penenang / calming zone)

$$x = r - \frac{Wd + Ws}{12}$$

$$= 2,75 - \frac{6,6 + 3}{12} = 1,95\ ft$$

$$Aa = 2\left(x\sqrt{r^2 - x^2} + r^2 \sin^{-1}\frac{x}{r}\right)$$

$$= 2\left(1,95\sqrt{2,75^2 - 1,95^2} + 2,75^2 \sin^{-1}\frac{1,95}{2,75}\right) = 690,622464\ ft^2$$

Untuk bentuk Δ (segitiga) → $\frac{Ao}{Aa} = \frac{0,9065}{n^2}$

N	2	**2,5**	3	3,5	4	4,5
Aa	690,622464	**690,622464**	690,622464	690,622464	690,622464	690,622464
Ao	156,5123159	**100,1678822**	69,56102929	51,10606234	39,12807898	30,91601302

Untuk n = 2,5 ; Uo max :

$$Uo\ max = \frac{Vmax}{Ao}$$

$$= \frac{1,3 \times 98,82352182}{100,1678822} = 1,282552606\ ft$$

$$Ac = At - Ad = (1/4\ \pi\ d^2) - (5,25\%\ At)$$

$$= (1/4 \times 3,14 \times (5,5\ ft)^2) - 1,234805\ ft^2 = 22,511445\ ft^2$$

$$hp = 12\left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)1,14\left(\frac{Uo^2}{2 \times gc}\right)\left[0,4\left(r - \frac{Ao}{Ac}\right) + \left(1 - \frac{Ao}{Ac}\right)^2\right]$$

$$= 12\left(\frac{0,08030029}{113,9681596}\right)1,14\left(\frac{1,282552606^2}{2 \times 32,1740}\right)\left[0,4\left(2,75 - \frac{100,1678822}{22,511445}\right) + \left(1 - \frac{100,1678822}{22,511445}\right)^2\right]$$

$$= 0,00276462\ ft = 0,033175382\ in$$

$$hr = \frac{31,2}{\rho_L} = \frac{31,2}{113,9681596} = 0,273760672\ in$$

$$hl = how + hw = 2,527950697\ in$$

$$ht = hp + hr + hl = 0,033175382\ in + 0,273760672\ in + 2,527950697\ in$$

$$= 2,834886756\ in$$

$$hb = ht + hl + hd = 2,83488675\ in + 2,527950697\ in + 0,026545003\ in$$

$$= 5,38938245\ in$$

pengecekan : $\frac{hb}{T + hw} \leq 0,5$

$$\frac{5,38938245}{15+2} \leq 0,5$$

$0,317022497 \leq 0,5$ (memenuhi)

$T \geq 2(5,38938245\ in) - 2\ in$

$T \geq 8,778764902\ in$ (memenuhi $T = 15\ in$)

e. Stabilitas Tray dan Weeping

$$Uo_{min} = \frac{Vmin}{Ao} = \frac{0,7 \times 98,82352182}{100,1678822} = 0,6906 \text{ ft}$$

$$hpm = 12\left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)1,14\left(\frac{Uo^2}{2 \times gc}\right)\left[0,4\left(r - \frac{Ao}{Ac}\right) + \left(1 - \frac{Ao}{Ac}\right)^2\right]$$

$$= 12\left(\frac{0,080300291}{113,9681596}\right)1,14\left(\frac{0,6906^2}{2 \times 32,1740}\right)\left[0,4\left(2,75 - \frac{100,1678822}{22,511445}\right) + \left(1 - \frac{100,1678822}{22,511445}\right)^2\right]$$

$$= 0,040078741 \text{ ft} = 0,480944886 \text{ in}$$

$$hpw = 0,2 + 0,05\ hl = 0,2 + 0,05(2,527950697) = 0,3264 \text{ in}$$

Karena hpm ≥ hpw maka tray sudah stabil untuk n = 2,5

f. Pengecekan pada Entrainment

Syarat tidak terjadi entrainment : $\frac{e_o}{e} \geq 1$, dimana $e_o = 0,1$

$$Uc = \frac{Vmax}{Ac} = \frac{1,3 \times 98,82352182}{22,511445} = 5,7069 \text{ ft/s}$$

$$Tc = T - 2,5\ hl = 15 - 2,5(2,527950697) = 8,6801 \text{ in}$$

Sehingga :

$$e = 0,22\left(\frac{73}{\sigma}\right)\left(\frac{Uc}{Tc}\right)^{3,2} = 0,22\left(\frac{73}{45,50367592}\right)\left(\frac{5,7069}{8,6801}\right)^{3,2} = 0,0111$$

$$\frac{e_o}{e} = \frac{0,1}{0,0111} = 9,0092 \geq 1 \text{ (memenuhi syarat/tidak terjadi entrainment)}$$

g. Pelepasan uap dalam Downcomer

Syarat pelepasan uap dalam downcomer : $\frac{wl}{wd} \leq 0,6$ in

$$wl = 0,8 \times \sqrt{how\ (T + hw + hb)} = 2,7505 \text{ in}$$

wd = 11 % d (11% dari Ludwig, fig. 8.48 hal. 77, dengan lw/d = 60 %)

= 7,26 in

$$\frac{wl}{wd} = \frac{2,7505}{7,26} = 0,3789 < 0,6 \text{ (memadai)}$$

h. Menentukan Dimensi Kolom

– **Menentukan Tinggi Kolom**

Jumlah tray aktual = 12 tray

Jumlah tray total = Tray aktual + 1 tray Kondensor + 1 tray Reboiler

= 14 tray

Jarak antar tray (T) = 15 in

Tinggi shell = 14 × 15 in = 210 in = 17,5 ft

D_i kolom distilasi = 5,5 ft = 66 in

– **Menentukan volume kolom destilasi**

Umpan masuk = 10086,39852 kg/jam = 22236,47418 lb/jam

Waktu tinggal volume selama 1 jam :

$$V_{liquid} = \frac{F}{\rho_L} = \frac{22236,47418}{113,9682} = 195,1113 \text{ ft}^3\text{/jam}$$

Volume liquid = 80% volume total

$$V_{kolom} = \frac{195,1113}{0,8} = 243,8891 \text{ ft}^3\text{/jam}$$

– **Menentukan tinggi larutan di dalam kolom**

$V_{liquid\ dlm\ shell}$ = (0,0847 x di^3) + (0.25 x π x di^2 x hl)

195,1113 = (0,0847 x $5,5^3$) + (0,25 x 3,14 x $5,5^2$ x hl)

hl = 7,6231 ft

- **Menentukan tekanan design**

$P_{design} = P_{operasi} + P_{hidrostatik}$

$= P_{operasi} + \frac{\rho_L \times (h-1)}{144}$

$= 14{,}7 \text{ psig} + \frac{113{,}9682(7{,}6231-1)}{144}$

$= 19{,}9418 \text{ psig} - 14{,}7 = 5{,}2418 \text{ psia}$

- **Menentukan tebal tangki**

Berdasarkan Brownel & Young hal 254 dan 235, maka bahan yang digunakan carbon steel 135 grade B :

F = 12750 ; E = 0,85 ; C = 1/16

$ts = \frac{Pi \times di}{2(F \times E - 0{,}6 \times Pi)} + C$

$= \frac{5{,}2418 \times 66}{2(12750 \times 0{,}85 - 0{,}6 \times 5{,}2418)} + \frac{1}{16}$

$= 0{,}0785 \text{ x} \frac{16}{16} = \frac{1{,}2555}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$

Standarisasi : do = di + 2ts = 66,375 in

Pendekatan ke do = 72 in (*Brownell & Young* tabel 5.7 hal 89)

Di = do – 2 ts

= 72 – 2(3/16) = 71,625 in = 5,9688 ft

- **Menentukan tinggi tutup atas dan bawah berbentuk standart dished**

Tinggi tutup (ha = hb) = 0,169 d

= 0,169 x 5,9688 ft

= 1,0087 ft = 12,10463 in

Tinggi tangki total = ha + Ls + hb

= 12,10463 in + 210 in + 12,10463 in

= 234,2093 in = 5,94891495 ft

– **Menentukan tebal tutup atas (tha) dan bawah (thb) standar dished**

r = d = 71,625 in = 5,9688 ft

$$tha = \frac{0.885 \times pi \times r}{FE - 0,1pi} + C$$

$$= \frac{0,885 \times 5,24180 \times 71,625}{12.750 \times 0,85 - 0,1.5,24180} + \frac{1}{16} = \frac{1,4906}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

6. Perancangan Nozzle

Nozzle pada kolom destilasi dibagi menjadi 5 macam :

a. Nozzle feed masuk

b. Nozzle top kolom

c. Nozzle refluks kondensor

d. Nozzle bottom kolom

e. Nozzle uap reboiler

Uraian :

a. Nozzle feed masuk (A)

Rate massa = 10086,3985 kg/jam= 22236,47418 lb/jam

$\rho_{liquida}$ = 113,9682 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho_L} = \frac{22236,47418 \text{ lb/jam}}{113,9682 \text{ lb/ft}^3} = 195,1113 \text{ ft}^3\text{/jam} = 0,054197579 \text{ ft}^3\text{/dt}$$

Dari *Peters & Timmerhaus 4th*, pers. 15 hal. 496, didapat :

Di optimal $= 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13}$

$$= 3{,}9 \times (0{,}054197579)^{0{,}45} \times (113{,}9682)^{0{,}13} = 2{,}067 \text{ in} \approx 2 \text{ in}$$

Digunakan pipa standar, dari App A tabel A.5-1, Geankoplis :

Dimana:

$D_{nominal} = 2$ in

OD = 2,375 in

Sch = 40

ID = 2,067 in

A = 0,02330 ft^2

Pengecekan asumsi :

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{0{,}054197579\, ft^3/det}{0{,}02330 ft^2}$$

$$= 2{,}326076371 \text{ ft/det}$$

$$N_{Re} = \frac{D x v x \rho}{\mu}$$

$$= \frac{(2/12)x2{,}326076371x113{,}9682}{0{,}001330505}$$

= 33207,77237 > 4000 (aliran turbulen) memenuhi

b. Nozzle top kolom (B)

Rate massa = 6013,3073 kg/jam = 13256,93724 lb/jam

$\rho_{liquida}$ = 113,9682 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho_L} = \frac{13256{,}93274 \text{ lb/jam}}{113{,}9682 \text{ lb/ft}^3} = 116{,}3214 \text{ ft}^3\text{/jam} = 0{,}032311503 \text{ ft}^3\text{/dt}$$

Dari *Peters & Timmerhaus 4th*, pers. 15 hal. 496, didapat :

Di optimal $= 3{,}9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13}$

$= 3{,}9 \times (0{,}032311503)^{0,45} \times (113{,}9682)^{0,13} = 1{,}5405 \text{ in} \approx 2 \text{ in}$

Digunakan pipa standar, dari App A tabel A.5-1, Geankoplis :

Dimana:

$D_{nominal} = 2$ in

OD = 2,375 in

Sch = 40

ID = 2,067 in

A = 0,02330 ft^2

Pengecekan asumsi :

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{0{,}032311503\, ft^3/det}{0{,}02330\, ft^2}$$

= 1,3867598 ft/det

$$N_{Re} = \frac{D x v x \rho}{\mu}$$

$$= \frac{(2/12)x1{,}3867598x113{,}9682}{0{,}001330505}$$

= 19797,803861 > 4000 (aliran turbulen) memenuhi

c. Nozzle refluks kondensor (C)

Rate massa = 12889,05755 kg/jam = 28415,21627 lb/jam

$\rho_{liquida}$ = 113,9682 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho_L} = \frac{28415{,}21627 \text{ lb/jam}}{113{,}9682 \text{ lb/ft}^3} = 249{,}3259 \text{ ft}^3\text{/j} = 0{,}0692572 \text{ ft}^3\text{/dt}$$

Dari *Peters & Timmerhaus 4th*, pers. 15 hal. 496, didapat :

Di optimal $= 3{,}9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13}$

$= 3{,}9 \times (0{,}0692575)^{0,45} \times (113{,}9682)^{0,13} = 2{,}171051$ in $\approx 2{,}5$ in

Digunakan pipa standar, dari App A tabel A.5-1, Geankoplis :

Dimana:

$D_{nominal} = 2{,}5$ in

OD = 2,875 in

Sch = 40

ID = 2,469 in

A = 0,03322 ft^2

Pengecekan asumsi :

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{0{,}0692572 ft^3/det}{0{,}03322 ft^2}$$

$= 2{,}084804337$ ft/det

$$N_{Re} = \frac{D x v x \rho}{\mu}$$

$$= \frac{(2{,}5/12) x 2{,}084804337 x 113{,}9682}{0{,}001330505}$$

$= 37204{,}12447 > 4000$ (aliran turbulen) memenuhi

d. Nozzle bottom kolom (D)

Rate massa = 4073,091227 kg/jam = 8979,536919 lb/jam

$\rho_{liquida}$ = 113,9682 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho_L} = \frac{8979{,}536919 \text{ lb/jam}}{113{,}9682 \text{ lb/ft}^3} = 78{,}7899 \text{ ft}^3\text{/j} = 0{,}021886076 \text{ ft}^3\text{/dt}$$

Dari *Peters & Timmerhaus 4th*, pers. 15 hal. 496, didapat :

Di optimal $= 3{,}9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13}$

$= 3{,}9 \times (0{,}021886076)^{0,45} \times (113{,}9682)^{0,13} = 1{,}2928 \text{ in} \approx 1{,}5 \text{ in}$

Digunakan pipa standar, dari App A tabel A.5-1, Geankoplis :

Dimana:

$D_{nominal} = 1{,}5$ in

OD = 1,9 in

Sch = 40

ID = 1,61 in

A = 0,00211 ft^2

Pengecekan asumsi :

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{0{,}021886076 \text{ft}^3\text{/det}}{0{,}00211 \text{ft}^2}$$

$= 1{,}547813018$ ft/det

$$N_{Re} = \frac{D x v x \rho}{\mu}$$

$$= \frac{(1{,}5/12) x 1{,}547813018 x 113{,}9682}{0{,}001330505}$$

= 17788,12404 > 4000 (aliran turbulen) memenuhi

e. Nozzle uap reboiler (E)

Rate massa = 18902,3648 kg/jam= 41672,15353 lb/jam

$\rho_{liquida}$ = 113,9682 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho_L} = \frac{41672{,}15353 \text{ lb/jam}}{113{,}9682 \text{ lb/ft}^3} = 365{,}6473 \text{ ft}^3\text{/j} = 0{,}101568703 \text{ ft}^3\text{/dt}$$

Dari *Peters & Timmerhaus 4th*, pers. 15 hal. 496, didapat :

Di optimal $= 3{,}9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13}$

$= 3{,}9 \times (0{,}101568703)^{0,45} \times (113{,}9682)^{0,13} = 2{,}5792 \text{ in} \approx 3 \text{ in}$

Dari *Brownell & Young, fig. 12.3* didapat dimensi flange untuk semua nozzle, dipilih flange standart type slip on dengan dimensi :

Nozzle	NPS	A	T	R	E	L	B
A	2	6	$\frac{3}{4}$	$3\frac{5}{8}$	$3\frac{1}{16}$	1	2,44
B	2	6	$\frac{3}{4}$	$3\frac{5}{8}$	$3\frac{1}{16}$	1	2,44
C	2,5	7	$\frac{7}{8}$	$4\frac{1}{8}$	$3\frac{9}{16}$	$1\frac{1}{8}$	2,94
D	1,5	5	$1\frac{1}{16}$	$2\frac{7}{5}$	$2\frac{9}{16}$	$\frac{7}{8}$	1.97
E	3	$7\frac{1}{2}$	$\frac{15}{16}$	5	$4\frac{1}{4}$	$1\frac{3}{16}$	3,56

Keterangan :

NPS : Ukuran nominal pipa

A : Diameter luar flange, in

T : Tebal minimal flange, in

R : Diameter luar bagian yang menonjol, in

E : Diameter hubungan, in

L : Panjang hubungan, in

B : Diameter dalam flange, in

7. Sambungan antar tutup dengan shell

Untuk mempermudah pemeliharaan dan perbaikan dari kolom destilasi, maka tutup menara dihubungkan dengan bagian shell menggunakan sistem flange dan bolting.

a. Flange

Bahan : High Alloy Steel SA-336 Grade F8 type 304
(Brownell & Young, App.D hal 344)

Tensile stress minimum : 75.000

Allowable stress : 17750 lb/in^2

Type flange : Ring Flange Loose Type

b. Bolting

Bahan : High Alloy steel SA-193 Grade B8 type 304
(Brownell & Young, App.D hal 342)

Tensile stress minimum : 75.000

Allowable stress : 13300 lb/in^2

c. Gasket

Bahan : Solid Flat Metal Iron
(Brownell & Young, fig 12-11 hal 342)

Gasket faktor (m): 5,5

Minimum Design seating stress (Y) : 18.000
(Brownell & Young, fig 12.11 hal 228)

a. Menentukan lebar gasket

Penentuan lebar gasket dengan menggunakan rumus dari *Brownell & Young* pers. 12.2 hal. 226

$$\frac{do}{di} = \sqrt{\frac{y - p.m}{y - p(m+1)}} = \sqrt{\frac{18000 - (14,7 \times 1) \times 5,5}{18000 - (14,7 \times 1)(5,5+1)}} = 1,000410428$$

di gasket = OD shell = 72 in

do gasket = 1,000410428 × 72= 72,02955083 in

lebar gasket minimum $= \frac{(do - di)}{2}$

$$= \frac{(72,02955083 - 72)}{2} = \frac{0,014775417}{16}$$

$$= \frac{0,236406669}{16} \approx \frac{1}{16} \text{ in}$$

Diameter rata-rata gasket (G) = do + lebar gasket

= 72 + 0,0625 = 72,0625 in

b. Perhitungan jumlah dan ukuran baut

– Perhitungan beban baut

1. Beban supaya gasket tidak bocor (H_Y)

$Wm_2 = H_Y = b \times \pi \times G \times y$ *(Brownell & Young, pers. 12.88, hal.240)*

Dari fig. 12.12, hal 229 didapatkan lebar seating gasket bawah :

$$bo = \frac{N}{2} = \frac{1/16}{2} = 0,03125 \text{ in}$$

untuk bo < 1/4 , b = bo = 1/32 = 0,03125 in

sehingga :

$H_Y = Wm_2 = 0,03125 \times 3,14 \times 72,0625 \times 18000 = 127280,3906$ lb

2. Beban tanpa tekanan (Hp)

$Hp = 2 \times b \times \pi \times G \times m \times p$ *(Brownell & Young, pers. 12.90, hal 240)*

$= 2 \times 0,03125 \times 3,14 \times 72,0625 \times 5,5 \times (14,7 \text{ x } 1) = 1143,402176$ lb

3. Beban baut karena internal pressure (H)

$$H = \frac{\pi \times G^2 \times p}{4}$$ *(Brownell & Young, pers. 12.89, hal 240)*

$$= \frac{3{,}14 \times 72{,}0625^2 \times (14{,}7 \times 1)}{4} = 59924{,}66858 \text{ lb}$$

∴ Total berat pada kondisi operasi

$Wm_1 = H + Hp = 59924{,}66858 + 1143{,}402176 = 61068{,}07075$ lb

Karena $Wm_2 > Wm_1$, maka yang mengontrol adalah Wm_2

– Perhitungan luas bolting minimum area

Dengan persamaan 12-93, *Brownell and Young*, hal 240 :

$$Am = \frac{Wm_2}{fb} = \frac{127280{,}3906}{13300} = 9{,}569954182 \text{ in}$$

– Perhitungan bolt minimum

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.4 hal 188 dicoba :

Ukuran baut = 5/8 in

Root area = 0,202 in^2

$$\text{Maka jumlah bolting minimum} = \frac{Am}{\text{Root area}} = \frac{9{,}569954182}{0{,}202} = 47{,}3760108$$

≈ 48 buah

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.4, hal 188 didapat :

Bolt spacing (Bs) = 1 ½ in

Minimum radial distance (R) = 15/16 in

Edge distance (E) = ¾ in

Bolting circle diameter (C) = ID shell + 2 (1,4159×go+R)

Dengan go = tebal shell = 3/16

C = 71,625 + 2(1,4159×3/16+15/16) = 74,0309625 in

Diameter luar flange :

OD = C + 2E = 74,0309625 + 2(3/4) = 75,5309625 in

Cek lebar gasket :

Ab actual = jumlah bolt × root area = 48 × 0,202 = 9,696 in^2

$$\text{Lebar gasket minimum} = \frac{\text{Abactual} \times F}{2 \times \pi \times Y \times G} = \frac{9{,}696 \times 13300}{2 \times 3{,}14 \times 18000 \times 72{,}0625}$$

$$= 0{,}015830797 < 0{,}625 \text{ in (memenuhi)}$$

$$\text{Jadi, lebar gasket} = 0{,}015830797 \text{ in} = \frac{0{,}253592749}{16} \approx \frac{1}{16} \text{ in}$$

– Perhitungan moment

Untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan dalam)

$$W = \frac{(Ab + Am) \times Fa}{2}$$ *(Brownell & Young, pers. 12.94 hal 242)*

$$= \frac{(9{,}696 + 9{,}569954182) \times 13300}{2} = 128118{,}5953 \text{ lb}$$

Jarak radial dari beban gasket terhadap bolt circle (hg)

$$hg = \frac{C - ID}{2}$$ *(Brownell & Young, pers. 12.101 hal 242)*

$$= \frac{74{,}0309625 - 71{,}625}{2} = 1{,}20298125 \text{ in}$$

Moment Flange (Ma) :

$$Ma = hg \times W = 1{,}20298125 \times 128118{,}5953 = 154124{,}2679 \text{ lbin}$$

Dalam keadaan operasi :

$W = Wm_2 = 127280{,}3906$ lb

Moment & force pada daerah dalam flange (H_D)

$H_D = 0{,}785 \times B^2 \times p$ *(Brownell & Young, pers. 12.96 hal 242)*

Dimana :

B = Diameter luar shell = 72 in

P = tekanan = (14,7x1) = 14,7 psi

$H_D = 0.785 \times 72^2 \times 14{,}7 = 59820{,}768$ lb

Radial bolt circle pada aksi H_D

$$h_D = \frac{C - B}{2} = \frac{74{,}0309625 - 72}{2} = 1{,}01548125 \text{ in}$$

Moment M_D :

$M_D = h_D \times H_D$ *(Brownell & Young, pers. 12.96 hal 242)*

$= 1{,}01548125 \times 59820{,}768 = 60746{,}86826$ lb.in

$H_G = W - H$ *(Brownell & Young, pers. 12.98 hal 242)*

$= 128118{,}5953 - 59924{,}66858 = 68193{,}92674$ lb

$M_G = H_G \times h_G$ *(Brownell & Young, pers. 12.98 hal 242)*

$= 68193{,}92674 \times 1{,}20298125 = 82036{,}01523$ lb.in

$H_T = H - H_D$ *(Brownell & Young, pers. 12.97 hal 242)*

$= 59924{,}66858 - 59820{,}768 = 103{,}9005762$ lb

$$h_T = \frac{h_D + h_G}{2} = \frac{1{,}01548125 + 1{,}20298125}{2} = 1{,}10923125 \text{ in}$$

Moment M_T :

$M_T = H_T \times h_T$

$= 103{,}9005762 \times 1{,}10923125 = 115{,}249766$ lb.in

Moment total pada keadaan operasi :

$Mo = M_D + M_G + M_T$

$= 60746,86826 + 82036,01523 + 115,249766 = 142898,1333$ lb.in

M max = Ma karena Ma >Mo

c. Perhitungan tebal flange

Dengan persamaan 12–85, *Brownel and Young,* hal 242 :

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M\,max}{f \times B}}$$

dimana : $K = \frac{A}{B}$

A = diameter luar flange = 75,5309625 in

B = diameter luar shell = 72 in

Maka :

$$K = \frac{75,5309625}{72} = 1,049041146$$

Dari *Brownell & Young 12.2 hal 221*

Dengan harga K = 1,049041146 didapat harga y = 41

Sehingga tebal flange :

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M\,max}{f \times B}} = \sqrt{\frac{41 \times 154124,2679}{13300 \times 72}} = 2,568830051 \text{ in}$$

$$= \frac{41,10128081}{16} = 2,568830051 \text{ in} \approx 3 \text{ in}$$

d. Perhitungan Penyangga

Penyangga dirancang untuk menahan beban kolom destilasi dan perlengkapannya. Beban-beban yang ditahan oleh kolom penyangga terdiri dari

a. Berat bagian shell

- Berat shell
- Berat tutup

b. Berat kelengkapan bagian dalam

- Berat downcomer
- Berat tray

c. Berat kelengkapan bagian luar

- Berat pipa
- Berat attachment seperti nozzle, valve dan alat kontrol

1. Perhitungan beban yang harus ditahan kolom penyangga

a. Berat shell

Tebal shell = 3/16 in = 0,015625 ft

Tinggi shell = 210 in = 17,5 ft

Keliling shell = $\pi \times do$ = 3,14 × 72 in = 226,08 in = 18,84 ft

Luas shell = keliling×tebal shell = 18,84×0,015625 = 0,294375 ft^2

Volume shell = luas shell×tinggi = 0,294375ft^2×17,5 ft=5,1515625 ft^3

ρ_{steel} = 487 lb/ft^3 (*Perry's 6th tabel 3-118 hal 3-95*)

Berat shell(Ws) = Volume × ρ_{steel} = 8901,9 × 487 = 2508,810938 lb

b. Berat tutup

W_{di} = A × t × ρ_{steel}

A = 6,28 × Rc × h *(Hesse pers. 4.16 hal 192)*

Dimana :

Wd = berat tutup standart dish (lb)

A = luas tutup standart dish (ft^2)

t = tebal tutup standart dish = 3/16 in = 0,015625 ft

ρ = densitas 487 lb/ft^3

Rc = crown radius = 71,625 in = 5,96875 ft

h = tinggi tutup standart dish = 12,10463 in = 1,00872 ft

Maka :

A = 6,28 × 5,96875× 1,00872 = 37,81056145 ft^2

Sehingga berat satu tutup

W_{di} = 37,81056145 × 0,015625 × 487 = 287,714741 lb

Berat tutup total

W_{tu} = 2 W_{di} = 2 × 287,714741 = 575,429482 lb

c. Berat downcomer

Dipakai dasar perhitungan dengan downcomer tanpa aliran uap

Luas downcomer = ¼ ×π×di^2 = ¼ ×3,14×(71,625/12) = 27,9663916 ft^2

Volume = luas × tebal = 27,9663916×0,015625 = 0,436974864 lb

Berat satu plate = volume × ρ = 0,436974864 × 487 = 212,8067611 lb

Berat downcomer (Wd) = jumlah plate × berat 1 plate

= 14 × 212,8067611 lb = 2979,294655 lb

d. Berat tray

Ditetapkan berat tray = 25 lb/ft^2

Luas tray = Ac – Ao = 22,51144 – 8,3473235 = 14,16412148 ft^2

Jumlah tray = 14 buah

Berat tray (Wtr) = n × luas tray × berat tray

= 14 × 14,16412148 ft^2 × 25 lb/ft^2 = 4957,44252 lb

Penyangga tray yang digunakan equal angles *(Brownell, App. G hal 358)*

Ukuran = 1 ½ "× 1 ½ " × ¼ "

Berat = 2,34 lb/ft

Wpt = 2,34 lb/ft × 14 × 1,5/12 ft = 4,095 lb

e. Berat larutan

Rumus : Wl = m × t

Dimana :

Wl = berat larutan dalam kolom destilasi

= 10086,39852 kg/jam = 22236,47418 lb/jam

t = waktu tinggal dalam kolom destilasi = 60 menit

Maka :

Wl = 22236,47418 lb/jam × 1 jam = 22236,47418 lb

f. Berat pipa

Pipa yang ada mencakup untuk feed, uap, reboiler, kondensor dan bottom produk

Ditetapkan 2 × tinggi kolom destilasi = 2 × 210 in = 420 in = 35 ft

Diambil rata-rata pipa 1,5 in sch 40 dengan berat 2,718 lb/ft

Berat pipa (Wp) = 35 ft × 2,718 lb/ft = 95,13 lb

g. Berat attachment

Berat attachement meliputi nozzle, valve dan alat kontrol

Rumus : Wa = 18 % Ws *(Brownell & Young, pers.9.8 hal 157)*

= 18 % x 2508,810938 lb = 451,5859688 lb

Berat total yang harus ditopang penyangga :

W_{total} = Ws + Wtu + Wd + Wtr + Wpt + Wl + Wp + Wa

= 33808,26274 lb

2. Perencanaan skirt support

- Sistem penyangga yang digunakan adalah skirt support
- Kolom secara keseluruhan terbuat dari High Alloy Steel SA-240 Grade M Type 316
- Tinggi support = 8 ft = 96 in

Menentukan tebal skirt

- Stress karena angin

$$f_{wb} = \frac{15{,}89 \times \left(\frac{Do + Di}{2}\right) \times H^2}{Do^2 \times t}$$ *(Brownell & Young, pers.9.20 hal 183)*

H = tinggi skirt ke top kolom =5 + 19,8097 = 24,8097ft = 297,7172 in

$$f_{wb} = \frac{15{,}89 \times \left(\frac{72 + 71{,}625}{2}\right) \times 330{,}20925^2}{72^2 \times t} = \frac{24001{,}44671}{t}$$

- Stress dead weight

$$f_{db} = \frac{\Sigma W}{\pi \times do \times t}$$ *(Brownell & Young, pers.9.6 hal 183)*

$$= \frac{33808,26274}{3,14 \times 72 \times t} = \frac{149,541148}{t}$$

– Stress kompresi maksimum

$fc_{max} = 0,125\ E\ (t/do) \cos \alpha$

Dimana : E concrete = 2.10^6 psi *(Brownell & Young, hal 183)*

$fc_{max} = 0,125 \times 2.10^6\ (t/do) = 3472,22222\ t$

$fc_{max} = f_{wb} + f_{db}$ *(Brownell & Young, pers.9.80 hal 183)*

$$3472,22222\ t = \frac{24001,44671}{t} + \frac{149,541148}{t}$$

$$t = \sqrt{\frac{24001,44671 + 149,541148}{3472,22222}} = 2,637325255 \text{ in}$$

jadi tebal skirt yang digunakan = 2,637325255 in

3. Perhitungan bearing plate

Dari *Brownell & Young,* tabel 10.1 hal 184 diperoleh

fc' = 2000 psi

fc_{max} = 800 psi

n = 15

fs allowable untuk struktural steel skirt = 45.000 psi

Diameter kolom = 71,6250 in

Ditetapkan

ID bearing plate = 72 in = 6 ft

OD bearing plate = 1,25 × 72 = 90 in = 7,5 ft

Jumlah chair = 4 *(Brownell & Young, tabel 10.5 hal 191)*

Jumlah bolt = 8

Ukuran baut = 1 ¼ in *(Brownell & Young, tabel 10.4 hal 188)*

Luas bolt = 0,89 in^2

Dari pers. 9.11, *Brownell & Young,* hal 158

$Pw = 0{,}0025 \times V_w^2$ *(Brownell & Young, pers.9.11 hal 158)*

Dimana :

P_w = tekanan angin permukaan alat (lb/ft^2)

V_w = kecepatan angin = 100 mph

Maka :

$P_w = 0{,}0025 \times 100^2 = 25\ lb/ft^2$

$$M_w = \frac{1}{2} \times Pw \times H^2 \times \frac{ID + OD}{2}$$

Dimana :

M_W = bending moment pada puncak kolom (lb.ft)

d_{eff} = diameter efektif vessel = (di + do)/2

H = tinggi dari skirt ke top kolom

= 8 + 19,5174375 = 27,5174375 ft

Maka :

$$M_w = \frac{1}{2} \times 25 \times 27{,}5174375^2 \times \frac{6 + 7{,}5}{2} = 63889{,}5403\ lb.ft$$

$$t_3 = \frac{(OD - ID)_{BP}}{2} = \frac{(90 - 72)}{2} = 9\ in$$

Diperkirakan fc = 800 psi

$$K = \frac{1}{\left(1 + \frac{fs}{n + fc}\right)} = 0{,}2105$$ *(Brownell & Young, pers.10.3 hal 184)*

$$Fc\ (\text{bolt circle}) = fc_{max} \times \frac{2 \times K \times Do}{2 \times K \times Do \times t_3}$$

$$= 800 \times \frac{2 \times 0{,}2105 \times 90}{2 \times 0{,}2105 \times 90 \times 9}$$

$$= 88{,}888889 < 800 \qquad \text{(memenuhi)}$$

Dari *Brownell & Young,* tabel 10.2, hal 186

Untuk harga K = 0,2105 maka :

C_C = 1,218 z = 0,459

C_t = 2,661 j = 0,776

Tensile Load (F) :

$$F_t = \frac{Mw - Wdw \times z \times d}{j \times d}$$

$$= \frac{63889{,}5403 - 33808{,}26274 \times 0{,}459 \times 7{,}5}{0{,}776 \times 7{,}5} = 17792{,}92062 \text{ lb}$$

Dimana :

A = root area = 0,89 *(Brownell & Young, pers.10.4 hal 188)*

d_{bolt} = 1 ¼ in

jumlah baut = 8

$$t_1 = \frac{8 \times 0{,}89}{3{,}14 \times 1{,}25} = 1{,}814013 \text{ in}$$

Relation ship pada tension side :

$F_t = fs \times t_1 \times r \times C_t$ *(Brownell & Young, pers.10.9 hal 185)*

$$fs = \frac{F_t}{t_1 \times r \times C_t} = \frac{17792{,}92062}{1{,}814013 \times (90/12) \times 2{,}661} = 491{,}4742524 \text{psi}$$

$F_t + Wdw - Fc = 0$ *(Brownell & Young, pers.10.27 hal 186)*

$Fc = F_t + Wdw = 17792{,}92062 + 33808{,}26274 = 51601{,}18336$ lb

Kompresive stress sesunguhnya pada bolt circle (fc) :

$Fc = (t_2 + n.t_1) \times R \times fc \times C_C$ *(Brownell & Young, pers.10.8 hal 186)*

$t_2 = t_3 - t_1 = 9 - 1{,}814013 = 7{,}185987$ in

$$fc = \frac{Fc}{(t_2 + nt_1) \times r \times C_C}$$

$$= \frac{51601{,}18336}{(7{,}1859 + (15 \times 1{,}814013)) \times (90/12) \times 1{,}218} = 164{,}2256228$$

Pengecekan harga k

$$K = \frac{1}{\left(1 + \frac{fs}{n + fc}\right)} = 0{,}267221792$$ *(Brownell & Young, pers.10.3 hal 184)*

Untuk harga K = 0,267221792 maka :

$C_C = 1{,}4\dot{7}$ $\quad$ $z = 0{,}548$

$C_t = 2{,}651$ $\quad$ $j = 0{,}874$

Tensile Load (F) :

$$F_t = \frac{Mw - Wdw \times z \times d}{j \times d}$$

$$= \frac{63889{,}5403 - 33808{,}26274 \times 0{,}548 \times 7{,}5}{0{,}874 \times 7{,}5} = 18753{,}74301 \text{ lb}$$

$t_1 = 1{,}814013$ in

Relation ship pada tension side :

$$fs = \frac{F_t}{t_1 \times r \times C_t} = \frac{18753{,}74301}{1{,}814013 \times (90/12) \times 2{,}651} = 519{,}9680236 \text{ psi}$$

$Fc = F_t + Wdw = 18753{,}74301 + 33808{,}26274 = 52562{,}00575$ lb

Kompresive stress sesunguhnya pada bolt circle (fc) :

$t_2 \quad = t_3 - t_1 = 9 - 1{,}814013 = 7{,}185987$ in

$$fc = \frac{Fc}{(t_2 + nt_1) \times r \times C_C}$$

$$= \frac{52562{,}00575}{(7{,}185987261 + 15 \times 1{,}814013) \times (90/12) \times 1{,}47} = 138{,}6063538$$

Pengecekan harga k

$$K = \frac{1}{\left(1 + \frac{fs}{n + fc}\right)} = 0{,}228046611$$

$$\%\ \text{penyimpangan} = \frac{0{,}267221792 - 0{,}228046611}{0{,}267221792} \times 100\% = 14{,}66017472\ \%$$

$$fc_{max} = fc\ \text{bolt circle} \times \frac{2 \times K \times d + t_3}{2 \times K \times d}$$

$$= 138{,}6063538 \times \frac{2 \times 0{,}228046611 \times 90 + 9}{2 \times 0{,}228046611 \times 90}$$

$= 168{,}9962714 < 800$ psi (memenuhi)

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.4 hal 188 didapatkan ukuran baut 1 ¼" dengan dimensi :

Bolt Circle (BC) = 2 13/16

Nut dimension = 2

Bearing plate yang digunakan tipe eksternal bolting chair, pada plate dipasang compressing ring agar lebih kuat

Ditetapkan tinggi gusset = 12 in

Bearing plate diperkuat dengan 8 buah gusset yang mempunyai spasi yang sama (gusset spacing/b)

Dari gambar 10.6, *Brownell & Young*, hal 191, didapat :

Lebar gusset : A = 9 + 1,5 = 10,5

Jarak antara gusset : b = 8 + 1 ¼ " = 9 ¼ "

Luas area bolt (Ab) = 0,890

Beban bolt (P) = fs × A_b = 519.9680236 × 0,89 = 462,771541 lb

L = (OD_{BP} – OD_{shell}) = 90 – 72 = 18 in

$$\frac{b}{l} = \frac{9,25}{18} = 0,513888889$$

Dari *Brownell & Young*, tabel. 10.4, hal 188, didapat :

$$e = \frac{2}{2} = 1$$

μ = Poison Ratio = 0,3 (untuk steel)

γ_1 = 0,565

$$M_y = \frac{P}{4\pi} \times \left[(1+\mu) \times \ln\left(\frac{2l}{\pi e}\right) + (1-\gamma_1) \right]$$

M_y = Maximum bending moment

$$M_y = \frac{462,771541}{4 \times 3,14} \times \left[(1+0,3) \times \ln\left(\frac{2 \times 18}{3,14 \times 1}\right) + (1-0,565) \right] = 242,4784434 \text{ in.lb}$$

$$t_5 = \sqrt{\frac{6 \times M_y}{f_{max}}} = \sqrt{\frac{6 \times 242,4784434}{45.000}} = 0,179806727 \text{ in}$$

$$= \frac{2,876907634}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

Maka tebal compression plate adalah 3/16 "

$$t_4 = \sqrt{\frac{6 \times M_y}{(t_3 - bhd).f_{allow}}} = \sqrt{\frac{6 \times 242,4784434}{(9-1,25)\,45.000}} = 0,064588483 \text{ in}$$

$$= \frac{1{,}033415729}{16} \approx \frac{2}{16} \text{ in}$$

Maka tebal bearing plate $= \frac{2}{16}$ in

$t_6 = 3/8 \times t_5 = 3/8 \times 3/16 = \frac{1{,}125}{16}$ in $\approx \frac{2}{16}$ in

Maka tebal gusset = $\frac{2}{16}$ in

4. Dimensi anchor bolt

   - Panjang = 12 in
   - Diameter = 4 in
   - Jumlah = 8 buah

5. Dimensi pondasi

   Pondasi terdiri beban dengan kandungan air 6 US gal per 94 lb sak semen (dari *Brownell & Young,* tabel 10.1, hal 184)

   Beban total yang harus ditahan pondasi :

   - Berat beban bejana total
   - Berat kolom penyangga
   - Berat base plate

   Ditentukan

   - Masing-masing kolom penyangga diberi pondasi
   - Spesifikasi pondasi didasarkan atas berat beban setiap kolom penyangga pada sistem pondasi
   - Spesifikasi semua penyangga sama

   Data :

- Beban yang ditanggung penyangga = 33808,26274 lb
- Beban tiap penyangga = berat × tinggi = 35 lb/in × 24 in = 840 lb

Berat total : W = 33808,26274 + 840 = 34648,26274 lb

Gaya yang bekerja pada pondasi dianggap sebagai gaya vertikal berat total kolom, sedangkan bidang kerja dianggap bujur sangkar dengan perencanaan ukuran :

Luas tanah untuk atas pondasi = Luas pondasi atas

= 40 × 40 = 1600 in^2

Luas tanah untuk dasar pondasi = luas pondasi bawah

= 60 × 60 = 3600 in^2

Tinggi pondasi = 24 in

Luas rata-rata (A) = ½ (40^2+60^2) = 2.600 in^2

Volume pondai (V_P) = A × t = 2.600 in^2 × 24 in = 62.400 in^3

Densitas untuk gravel = 126 lb/ft^3 (Perry's 6th tabel 3-118)

Maka :

$W_{pondasi}$ = V × ρ = 62.400 in^3 × 126 lb/ft^3 × 5,787.10^{-4} ft^3/in^3 = 4.550 lb

Asumsi :

Tanah atas pondasi berupa cement sand & garvel dengan minimum safe bearing power = 5 ton/ft^3 dan maksimum safe bearing power = 10 ton/ft^3 (*Hesse,* tabel 12.2 hal 224)

Berat total keseluruhan :

W_{total} = 34648,26274 + 4550 = 39198,23362 lb

Tekanan dari sistem pondasi terhadap luas tanah (P)

$$P = \frac{Wtotal}{A} = \frac{139198{,}23362\ lb}{3.600\ in^2} = 15{,}0762437\ lb/in^2$$

Acuan harga safety didasarkan pada minimum bearing power yaitu :

$6000\ kg/ft^2 = 91{,}8617\ lb/in^2$

Karena tekanan pondasi terhadap tanah = 15,0762437 lb/in^2 < 91,8617 lb/in^2 berarti pondasi dapat digunakan.

Spesifikasi Kolom Destilasi :

1. Silinder
   - Diameter dalam : 71,625 in
   - Diameter luar : 72 in
   - Tinggi : 17,5 ft = 210 in
   - Tebal : 3/16 in
   - Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 135 Grade B
2. Tutup Atas dan Tutup Bawah
   - Crown radius : 71,625 in
   - Tinggi : 12,10463 in
   - Tebal : 3/16 in
   - Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 135 Grade B
3. Tray
   - Jumlah Tray : 14 tray
   - *Tray spacing* : 15 in
   - Tinggi kolom total : 234,2093 in
   - Susunan Pitch : Segitiga
   - Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 135 Grade B

4. Downcomer

- Lebar (Wd) : 7,26 in
- Luas : 27,9663916 ft^2
- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 135 Grade B

5. Nozzle

- Diameter Nozzle feed masuk : 2 in
- Diameter Top Kolom : 2 in
- Diameter Refluks Kondensor : 2,5 in
- Diameter Uap Reboiler : 1,5 in
- Diameter Bottom Kolom : 3 in

6. Flange dan Gasket

- Diameter Flange : 75,5309625 in
- Tebal Flange : 3 in
- Bahan Konstruksi : High Alloy Steel SA 336 Grade F8 type 304
- lebar Gasket : 1/16 in
- Diameter Gasket : 72,0625 in
- Bahan konstruksi : Solid Flat Metal Iron

7. Baut

- Ukuran Baut : 5/8 in
- Bolting minimal : 48 buah
- Diameter Bolt Circle : 74,0309625 in
- Bahan kontruksi : High Alloy Steel SA 193 Grade B8 type 304

8. Skirt Support

- Tinggi : 96 in
- Tebal : 2,637325255 in
- Bahan kontruksi : High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316

9. Bearing Plate
   - Type : Eksternal Bolting Chair
   - Diameter Dalam : 72 in
   - Tebal bearing plate : 2/16 in
   - Tinggi gusset : 12 in
   - Jumlah gusset : 8 buah
   - Tebal gusset : 2/16 in
   - Tebal compresion plate : 3/16 in
   - Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 135 Grade B
10. Anchor Bolt
   - Panjang : 12 in
   - Diameter : 4 in
   - Jumlah : 8 buah
11. Pondasi
   - Type : 6 US gal/94 lbsack cement
   - Luas pondasi atas : $40 \times 40 = 1600$ in^2
   - Luas pondasi bawah : $60 \times 60 = 3600$ in^2
   - Tinggi Pondasi : 24 in
   - Bahan konstruksi : Cement Sand and Gravel

BAB VII
INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

ntuk mendapatkan kualitas dan kuantitas produkyang diinginkan maka diperlukan lanya suatu alat kontrol untuk jalannya proses suatu industri. Selain itu juga peranan mber daya manusia sangat penting dalam mengatur dan mengendalikan suatu proses oduksi. Dengan pertimbangan tersebut maka perlu adanya suatu bagian yang rfungsi untuk mengontrol peralatan dan menjaga keselamatan kerja.

1 Instrumentasi

Dalam proses industri kimia, instrumentasi mempunyai peranan yang penting lam pengendalian proses. Bila diinginkan suatu hasil dengan kondisi tertentu dari atu masukkan dalam suatu peralatan proses dengan kondisi tertentu pula, maka hal ini pat tercapai dengan bantuan instrumentasi. Instrumentasi di sini berfungsi sebagai alat ur yang terdiri dari indikator (penunjuk), pencatat dan alat kontrol (pengendali). dapun yang dikontrol meliputi : suhu, tekanan, rate aliran, tinggi cairan dalam suatu ngki dan sebagainya. Tujuan utama dari pemasangan alat instrumentasi adalah untuk enjaga keamanan suatu proses dengan jalan :

- Menjaga variabel-variabel proses berada dalam batas operasi aman
- Mendeteksi situasi bahaya dengan membuat tanda-tanda bahaya memutuskan hubungan secara otomatis
- Untuk mendapatkan rate produksi yang diinginkan
- Untuk menjaga kualitas produksi
- Untuk mendapat biaya produksi rendah.

Pengendalian peralatan proses bisa dilakukan secara otomatis dan manual. ngendalian secara manual digunakan apabila pengendalian proses sepenuhnya ditangi eh tenaga manusia. Secara otomatis, bila pengendalian proses dilakukan oleh alat ntrol yang bisa bekerja dengan sendirinya (otomatis). Pengendalian proses dilakukan cara otomatis apabila tidak memungkinkan dilakukan secara manual atau biaya omasi alat kontrol otomatis lebih murah jika dibandingkan dengan tenaga manusia.

Disamping itu pengendalian secara otomatis mempunyai keuntungan antara lain :

- Mengurangi jumlah pegawai
- Keselamatan kerja lebih terjamin.
- Hasilnya dapat dipertanggungjawabkan.
- Ketelitian yang dihasilkan cukup tinggi

Oleh karena itu dalam perencanaan pendirian pabrik ini cenderung pada pemakaian al kontrol secara otomatis. Namun demikian tenaga manusia masih sangat diperluka dalam pengoperasian dan pengawasan proses. Dalam perencanaan suatu pabrik, al kontrol yang diperlukan adalah :

1. Pengatur Suhu

   - Temperatur Indikator (TI)

     Fungsi : untuk mengetahui secara langsung suhu fluida pada suatu alira tertentu.
   - Temperatur Controller (TC)

     Fungsi : untuk mengendalikan suhu fluida dalam aliran proses pada harga yan telah ditentukan.
   - Temperatur Recorder Controller (TRC)

     Fungsi : mencatat secara kontinu dan mengendalikan suhu pada harga yan telah ditetapkan.
   - Temperatur Recorder (TR),

     Fungsi : mencatat suhu dari suatu aliran secara kontinu.
2. Pengatur Tekanan

   - Pressure Indikator (PI)

     Fungsi : untuk mengetahui tekanan pada peralatan setiap saat.
   - Pressure Recorder (PR)

     Fungsi : untuk mencatat tekanan pada peralatan setiap saat.
   - Pressure Recorder Controller (PRC)

     Fungsi : mengendalikan dan mencatat tekanan dalam peralatan secara kontinyu
   - Pressure Controller (PC)

     Fungsi : mengatur tekanan dalam alat proses secara kontinu agar sesuai denga harga yang diinginkan.

. Pengatur Aliran.

- Flow Recorder (FR)

  Fungsi : untuk mencatat laju alir dalam pipa secara kontinu dalam pipa.
- Flow Recorder Controller (FRC)

  Fungsi : mencatat dan mengatur laju alir fluida melalui perpipaan.
- Flow Controller (FC)

  Fungsi : mengendalikan laju alir fluida melalui perpipaan.

Pengatur Tinggi Cairan

- Level Indikator (LI)

  Fungsi : untuk mengetahui secara langsung tinggi fluida.
- Level Controller (LC)

  Fungsi : mengatur tinggi fluida dalam tangki agar tidak melebihi dari batas tertinggi dan terendah yang ditentukan.

Pengatur pH

- pHC

  Fungsi : untuk mengatur pH larutan dalam tangki agar sesuai dengan pH yang ditentukan.

emilihan alat-alat kontrol untuk Pra Rencana Pabrik Bioetanol ini selain ditinjau dari ondisi proses yang merupakan syarat utama agar proses dapat berlangsung sesuai engan yang direncanakan, juga harus mempertimbangkan faktor-faktor berikut :

- Mudah perawatan dan perbaikan bila terjadi kerusakan.
- Mudah mendapatkan suku cadanngnya bila terjadi kerusakan.
- Mudah mengoperasikannya.
- Harganya realif murah dengan kualitas yang memadai.

enempatan alat-alat kontrol pada setiap alat dapat dilihat pada tabel berikut :

7.2 Keselamatan kerja

Dalam suatu pabrik, keselamatan kerja harus mendapatkan perhatian yang besar karena bila masalah ini diabaikan maka akan mengakibatkan terjadinya hal – hal yang tidal diinginkan. Dengan memperhatikan keselamatan kerja yang baik dan teratur secara psikologis juga akan membuat para pekerja merasa aman dan senang sehingga akan lebih berkonsentrasi pada pekerjaannya dengan demikian produktivitas akan meningkat. Usaha untuk menjaga keselamatan kerja bukan semata – mata ditunjukkan pada faktor manusianya saja, tetapi juga untuk menjaga peralatan yang ada di pabrik. Dengan terpeliharanya peralatan yang baik maka peralatan akan dapat digunakan dalam jangka waktu yang lebih lama.

Secara umum ada 3 macam bahaya yang bisa terjadi dalam pabrik yang harus diperhatikan dalam perencanaannya yaitu :

1. Bahaya kebakaran
2. Bahaya mekanik
3. Bahaya terhadap kesehatan

7. 2. 1 Bahaya kebakaran

Bahaya kebakaran pada pabrik bioetanol ini dapat terjadi karena percikan bunga api pada stop kontak, sambungan kabel/kabel yang isolasinya tidak sempurna (terkelupas).

Cara pencegahannya : kabel/kawat-kawat listrik pada pabrik bioetanol ini disusun rapi dan ditempatkan jauh dari panas dan pekerja, peralatan listrik yang penting seperti switcher dan transformator diletakkan di tempat yang tersendiri (diberi pelidung dan diberi rambu peringatan bahwa tidak ada yang boleh mengoperasikan selain operator/ahli elektronika, pengecekan terhadap isolasi sambungan-sambungan kabel listrik dilakukan sesering mungkin sehingga jika ada isolasi kabel atau sambungan jaringan listrik yang tidak sempurna/terkelupas dapat segera diketahui, larangan merokok di lingkungan pabrik (kecuali pada tempat-tempat yang telah disediakan) penempatan pipa air yang melingkari seluruh lokasi pabrik, para pekerja yang bekerja

au berada pada pabrik bioetanol ini harus menggunakan alat pelindung diri berupa lm pengaman, sepatu safety.

Cara penanggulangannya : instalasi alat pemutus aliran listrik secara otomatis a terjadi korsleting, menyediakan peralatan pemadam kebakaran pada tiap unit pabrik n tempatnya mudah dijangkau, terutama unit-unit yang memungkinkan terjadinya bakaran, menyediakan alat pelindung diri jika terjadi kecelakaan (pakaian yang tahan i, masker gas, sarung tangan yang tahan api dan panas, peralatan udara segar dsb.), arm otomatis, menyediakan klinik kesehatan di pabrik bioetanol ini.

2. 2 Bahaya mekanik

ahaya yang mungkin timbul pada pabrik kemungkinan dapat disebabkan oleh nstruksi pabrik itu sendiri, adanya kebakaran akibat bunga api pada stop kontak, bocoran pada pipa, dan bahaya oleh alat-alat/mesin yang bergerak, serta cara nanganan dan penyimpanan bahan dan produk. Berikut ini adalah uraian mengenai haya yang disebabkan oleh konfigurasi proses pada pabrik bioetanol ini beserta itigasi yang dilakukan untuk menghindari dan mengatasi terjadinya potensi bahaya sebut.

2.2.1 Bahaya karena konstruksi pabrik

ahaya yang disebabkan oleh konstruksi pabrik pada pabrik bioetanol ini adalah tinggian bangunan pabrik, sehingga rawan terhadap bahaya alam, seperti petir dan gin, kurangnya ventilasi dan penerangan yang baik.

Cara pencegahannya : memasang peralatan penyalur petir pada bangunan pabrik etanol yang tinggi, memberikan petunjuk untuk pengamanan terhadap bahaya petir, gin dan bahaya alamiah lainnya pada area/bangunan tersebut, dibuat ventilasi yang kup atau dipasang blower udara agar sesering mungkin dapat terjadi pergantian udara, emasang instalasi penerangan yang baik pada tiap unit agar pekerjanya dapat engoperasikan alat dengan baik, memberi jarak yang cukup antar alat dan penyusunan ralatan yang baik, sehingga mudah untuk dioperasikan, pembuatan pintu/tangga rurat, memberi pengaman (berupa batas/pagar pada tempat yang dapat menyebabkan seorang jatuh (misalnya tangga untuk memeriksa tangki, para pekerja yang bekerja da bagian proses diharuskan untuk menggunakan alat pelindung diri berupa helm lindung,sepatu safety, dsb.

Cara penanggulangannya : menyediakan klinik kesehatan dan tenaga medis pabrik bioetanol, menyediakan kotak P3K di setiap unit pabrik, menyediakan pemada kebakaran di setiap unit pabrik lengkap dengan peralatan pelindung diri yang tahan api

7.2.2.2 Bahaya kebocoran pipa

Bahaya kebocoran pipa pada pabrik bioetanol ini, terutama pipa-pipa yang mengalirka steam (pipa steam) dan bahan berbahaya yang bersifat korosif (pipa yang mengalirka H2SO4), bahan beracun (pipa yang mengalirkan (NH4)2SO4, Ca(OH)2, etanol ataupun bahan yang mudah terbakar (etanol), serta pipa yang mengangkut stean mitigasi yang dilakukan untuk menghindari dan mengatasi terjadinya potensi bahay tersebut.

A. Bahaya karena konstruksi pabrik

Bahaya yang disebabkan oleh konstruksi pabrik pada pabrik bioetanol ini adala ketinggian bangunan pabrik, sehingga rawan terhadap bahaya alam, seperti petir da angin, kurangnya ventilasi dan penerangan yang baik.

Cara pencegahannya : memasang peralatan penyalur petir pada bangunan pabri bioetanol yang tinggi, memberikan petunjuk untuk pengamanan terhadap bahaya peti angin dan bahaya alamiah lainnya pada area/bangunan tersebut, dibuat ventilasi yan cukup atau dipasang blower udara agar sesering mungkin dapat terjadi pergantian udara memasang instalasi penerangan yang baik pada tiap unit agar pekerjanya dapa mengoperasikan alat dengan baik, memberi jarak yang cukup antar alat dan penyusuna peralatan yang baik, sehingga mudah untuk dioperasikan, pembuatan pintu/tangg darurat, memberi pengaman (berupa batas/pagar pada tempat yang dapat menyebabka seseorang jatuh (misalnya tangga untuk memeriksa tangki, para pekerja yang bekerj pada bagian proses diharuskan untuk menggunakan alat pelindung diri berupa helr pelindung,sepatu safety, dsb.

Cara penanggulangannya : menyediakan klinik kesehatan dan tenaga medis c pabrik bioetanol, menyediakan kotak P3K di setiap unit pabrik, menyediakan pemadar kebakaran di setiap unit pabrik lengkap dengan peralatan pelindung diri yang tahan api.

B. Bahaya kebocoran pipa

Bahaya kebocoran pipa pada pabrik bioetanol ini, terutama pipa-pipa yang mengalirka steam (pipa steam) dan bahan berbahaya yang bersifat korosif (pipa yang mengalirka

2SO4), bahan beracun (pipa yang mengalirkan (NH4)2SO4, Ca(OH)2, etanol), aupun bahan yang mudah terbakar (etanol), serta pipa yang mengangkut steam.

Cara pencegahannya : pipa-pipa proses sebaiknya diletakkan diatas permukaan nah agar lebih mudah untuk mendeteksi kebocoran, diberikan warna untuk embedakan pipa yang mengangkut fluida panas dan dingin, dilakukan pengecekan cara berkala terhadap pipa-pipa proses, isolasi panas yang baik pada pipa steam (agar ıpat mencegah luka bakar dan mencegah hilangnya panas dari proses), bahan ›nstruksi pipa harus sesuai dengan sifat dan kondisi bahan yang diangkutnya agar lak mudah terjadi kebocoran, diterapkan peraturan para pekerja yang berada atau ›kerja pada bagian/daerah perpipaan harus menggunakan helm pelindung, kaca mata ›lindung, jas laboratorium/pakaian khusus kerja, sarung tangan, sepatu safety.

Cara penanggulangannya : membalut/menutup luka dengan kasa/perban dan gera bawa ke klinik kesehatan, apabila ada tulang/bagian tubuh yang patah, jangan gerakan, lakukan pembidaian dan segera panggil ambulans

Bahaya alat/mesin bergerak

Bahaya alat/mesin yang bergerak pada pabrik bioetanol ini adalah terletak pada esin belt conveyor, bucket elevator, mixer, reaktor.

Cara pencegahan : memberi pengaman (berupa penutup atau pagar) pada belt nveyor, bucket elevator, mixer dan reaktor tersebut, sehingga tidak ada tangan/bagian buh dari pekerja yang dengan mudahnya masuk ke alat tersebut, menerapkan raturan untuk memakai alat pelindung diri berupa pakaian khusus kerja/jas lab, helm ngaman, penutup telinga, memberi peringatan (berupa papan/poster) bahwa dilarang endekat karena alat tersebut berbahaya, dibentuk organisasi yang bergerak dalam dang K3, memberikan rambu/instruksi keselamatan kerja di sekitar alat belt conveyor, ıcket elevator, mixer, reactor.

Cara penanggulangannya : membalut/menutup luka dengan kasa/perban dan gera bawa ke klinik kesehatan, apabila ada tulang/bagian tubuh yang patah, jangan gerakan, lakukan pembidaian dan segera panggil ambulans.

7.2.3 Bahaya terhadap kesehatan

Bahaya yang terjadi umumnya berkaitan dengan bahan dan produk dapat terjadi karer penyimpanan, penempatan bahan dan produk yang kurang tepat.

Cara pencegahannya : tangki/storage yang menyimpan bahan yang muda terbakar (storage bioetanol) harus diletakkan di tempat yang tertutup dan jauh da panas/sumber api, bahan, bentuk dan ukuran tangki harus sesuai dengan yang tela direncanakan dan perancangannya harus sesuai dengan ketentuan standard yang berlak (ketebalan, jenis bahan, faktor korosi,dll) begitu pula dengan storage yang menyimpa bahan berbahaya lainnya (storage H_2SO_4, storage $(NH_4)_2SO_4$, storage $Ca(OH)_2$) ag dapat mencegah kebocoran dan memperpanjang usia storage, larangan untuk meroko di sekitar storage bioetanol, diberikan rambu dan instruksi kerja (berupa poster / papa peringatan) di sekitar storage bioetanol, H2SO4, (NH4)2SO4, Ca(OH)2 diberika rambu/peraturan (poster) agar menggunakan alat pelindung diri (berupa masker, sarun tangan karet, helm pelindung, pakaian khusus kerja/jas lab, sepatu safety) jik bekerja/berada pada sekitar storage.

Juga pada reaktor diberikan isolasi panas agar panas proses tidak hilang, da diberikan pagar pembatas agar tidak sembarang orang bisa mendekat ke reaktor, menar destilasi, kolom adsorbsi, selain itu juga diberikan rambu tanda bahaya dan instruk keselamatan kerja di depan pagar yang mengelilingi ke reaktor, menara destilasi, kolo molecular sieve, juga dipasang temperature control dan pressure indicator agar suhu da tekanan operasinya tidak melebihi batas tekanan operasi dan suhu opersi yan diperkenankan.

Cara penanggulangannya : menyediakan alat pemadam kebakaran pada tempa yang mudah terjangkau di daerah tempat storage bioetanol, fusel oil, asetaldehid menyediakan alarm (jika terjadi kebakaran), menyediakan fasilitas mandi darura menyediakan P3K, menyediakan alat bantu pernafasan darurat (oksigen, masker, dsb. segera panggil ambulans. Selain itu, tindakan pencegahan lain yang dapat dilakuka adalah memberi pengarahan dan pelatihan bagi para pekerja tentang pengoperasian ala pelatihan K3, pelatihan pertolongan pertama pada kecelakaan di pabrik bioetanol, dsb.

Tabel. 7.2 Alat-alat keselamatan kerja pada Pabrik Bioetanol

No	Ala Pelindung	Lokasi Penggunaan
1	Masker	Semua Unit Proses
2	Helm	Semua Unit Proses
3	Sarung tangan	Semua Unit Proses
4	Sepatu karet	Semua Unit Proses
5	Isolasi panas	Semua Unit Proses
6	Baju khusus	Laboratorium
7	Pemadam kebakaran	Semua Unit Proses

'.3 Material Safety Data Sheet (MSDS)

}erikut ini adalah *material safety data sheet* (MSDS) dari bahan yang digunakan serta ›roduk yang dihasilkan :

1. Bioetanol

Dapat menyebabkan iritasi jika terjadi kontak dengan mata. Cuci mata dengan air selama paling tidak 15-20 menit. Cari pertolongan medis jika gejala berlanjut. Kontak yang berkepanjangan dan berulang tidak akan mrnyebabkan iritasi kulit yang parah. Bahan ini dapat ditemui pada temperatur yang ditingkatkan. Pembakaran secara thermal (karena panas) mungkin terjadi. Tidak ada antisipasi bahaya dari tertelan secara tidak sengaja pada industri. Bioetanol juga mudah terbakar sehingga diharuskan memakai alat pelindung diri.

Pertolongan pertamanya : Jika terkena mata, segera bilas mata dengan air. jika iritasi berlanjut, segera hubungi dokter. Jika terkena kulit, segera cuci dengan sabun dan air. jika tertelan dalam jumlah yang sedikit, tidak berbahaya, tetapi jika tertelan dalam jumlah yang banyak, cari pertolongan atau nasehat dari dokter.

2. Asam Sulfat

Asam Sulfat dapat menyebabkan mata terbakar. Dapat menyebabkan kulit terbakar. Dapat menyebabkan kerusakan sementara dan permanen pada saluran pencernaan. Dapat menyebabkan saluran gastrointestinal (lambung) terbakar. Dapat menyebabkan keracunan system denagn asidosis. Jika terhisap, asam sulfat dapat menyebabkan iritasi pada saluran pernafasan dengan rasa sakit

yang membakar pada hidung dan tenggorokan, batuk, serak, nafas menjadi pendek pendek dan edema paru-paru.

Pertolongan pertamanya : Jika terjadi kontak dengan kulit, segera cuc area yang terkena asam sulfat. Jika gejala terus berlanjut, segera cari pertolongan medis. Jika terkena mata, segera cuci basuh mata dengan air bersih yang mengali selama paling tidak 15 menit sambil mengangkat kedua kelopak mata seserin mungkin. Segera cari pertolongan medis. Jika tertelan, beri minum beberapa gela susu atau air. penderita mungkin akan muntah secara spontan, tetapi jangan dipaks untuk muntah. Jangan memberikan sesuatu lewat mulut, jika penderita tida sadarkan diri. Jika terhirup, segera pindahkan penderita ke udara segar/bebas. Be nafas buatan, jika penderita tidak bernafas, dan beri oksigen jika penderita susa bernafas.

3. Kalsium Hidroksida

Seperti banyak zat-zat kimia lainnya, jika terjadi kontak dengan tubuh, kalsiu hidroksida dapat menyebabkan bahaya pada kesehatan, seperti :

- Jika terhirup, dapat menyebabkan iritasi sistem pernafasan pada trakea, batuk batuk, nafas pendek-pendek, bronkitis kimia.
- Jika tertelan, dapat mengakibatkan pendarahan dalam pada siste pencernaan, kemungkinan terjadi perforation pada esofagus,luka dala *vomiting*, diare, dan tidak sadarkan diri.
- Jika terjadi kontak dengan mata, dapat menyebabkan iritasi, luka pada mat ulceration,dan kebutaan. Kalsium hidroksida dapat mengakibatkan kul terbakar, dan blistering
- jika terjadi kontak pada kulit, dapat menyebabkan dermatitis atau beberap macam iritasi pada kulit.

Pertolongan pertamanya :

- Jika terkena mata, segera bilas mata dengan air bersih yang mengalir selam minimal 15 menit sambil mengangkat kelopak mata atas dan bawah seserin mungkin dan segera cari pertolongan medis.
- Jika terkena kulit, segera cari pertolongan medis. Lepas pakaian yan terkontaminasi lalu cuci area kulit yang terkontaminasi dengan air dan sabu selama 15 menit.

- Jika tertelan dan penderita masih sadarkan diri, beri 2-4 gelas susu atau air, jangan dipaksa untuk muntah. jangan memberikan apapun pada penderita yang tidak sadarkan diri. Segera casi pertolongan medis.
- Jika terhirup, segera pindahkan ke udara segar/bebas dan beri oksigen jika penderita susah bernafas, jika diharuskan untuk memberikan batuan pernafasan, jangan memberikan bantuan pernafasan lewat mulut ke mulut, tetapi berikan oksigen dan gunakan alat bantu yang sesuai seperti masker dan kantung pernafasan. Segera cari pertolongan medis.

4. Karbondioksida

Pada konsentrasi 2 – 10%, gas karbon dioksida dapat menyebabkan mual, pusing, muntah, sakit kepala, kenaikan tekanan darah dan kenaikan frekuensi pernafasan. Pada konsentrasi 8%, mual dan muntah – muntah muncul, sedangkan pada konsentrasi di atas 10%, dalam waktu beberapa menit saja dapat menyebabkan kematian karena kekurangan oksigen. Jika uap dari gas ini mengenai mata dapat menyebabkan mata pedih, begitu juga jika terhirup, dapat menyebabkan pedih pada saluran pernafasan.

Efek kronisnya dapat menyebabkan kerusakan retina dan saraf pusat penglihatan, dan system syaraf pusat. Penolong diharuskan memakai APD (alat pelindung diri) yang dipakai dengan benar terlebih dahulu sebelum menolong korban, kemudian pindahkan korban ke udara segar sesegera mungkin dan panggil bantuaan medis. Jika nafas korban tidak bias bernafas, beri nafas buatan, jika susah bernafas, beri oksigen.

5. Ammonium Sulfat ($(NH_4)_2SO_4$)

Ammoniun Sulfat jika terhirup dapat menyebabkan iritasi pada saluran pernapasan. Gejalanya berupa batuk – batuk dan sesak napas. Pertolongan pertama pada korban yaitu korban dibawa keluar untuk mendapatkan udara segar. Jika tidak bernapas, berikan pernapasan buatan dan bila kesulitan bernapas berikan oksigen. Setelah itu segera didapatkan perawatan medis.

Ammonium Sulfat jika tertelan dapat menyebabkan iritasi pada saluran pencernaan. Gejalanya berupa mual – mual, muntah dan diar. Pertolongan pertamanya jangan memberikan apapun ke mulut korban pada saat korban tidak sadarkan diri dan segera mendapatkan perawatan medis. Jika terjadi kontak kulit

dengan Ammonium Sulfat dapat menyebabkan iritasi kulit. Gejalanya yaitu kemerahan pada kulit, gatal – gatal dan nyeri. Pertolongan pertama pada korban dengan segera membasuh kulit dengan air yang banyak selama 15 menit. Lepasakan pakaian dan peralatan yang sudah terkontaminasi dan bersihkan sebelum digunakan kembali.

Ammonium sulfat jika terjadi kontak dengan mata dapat menyebabkan iritasi kemerahan dan nyeri pada mata. Pertolongan pertama yang diberikan yaitu dengan segera membasuh mata dengan banyak air minimal selama 15 menit dan sekali sekali membuka tutup mata, selajutnya segera medapatkan perawatan medis.

7.4 Safety Protection and Emergency Control System

Berdasarkan analisis bahaya yang telah dipaparkan pada subbab sebelumnya, maka *safety protection* yang dilakukan antara lain :

- memasang peralatan penyalur petir pada bangunan pabrik bioetanol yang tinggi
- memberikan petunjuk untuk pengamanan terhadap bahaya petir, angin dan bahaya alamiah lainnya pada area/bangunan tersebut
- dibuat ventilasi yang cukup atau dipasang blower udara agar sesering mungkin dapat terjadi pergantian udara
- memasang instalasi penerangan yang baik pada tiap unit agar pekerjanya dapat mengoperasikan alat dengan baik
- memberi jarak yang cukup antar alat dan penyusunan peralatan yang baik, sehingga mudah untuk dioperasikan, pembuatan pintu/tangga darurat, memberi pengaman (berupa batas/pagar pada tempat yang dapat menyebabkan seseorang jatuh misalnya tangga untuk memeriksa tangki, para pekerja yang bekerja pada bagian proses diharuskan untuk menggunakan alat pelindung diri berupa helm pelindung sepatu safety, dsb.
- Memasang poster/gambar – gambar yang berkaitan dengan keselamatan dan kesehatan kerja ketika bekerja pada area pabrik, misalnya : dilarang merokok di area pabrik atau di dekat storage – storage yang menyimpan bahan – bahan yang mudah terbakar, memasang tanda/label tentang bahan – bahan yang disimpan di storage, dsb.

- Membuat peraturan yang mengharuskan memakai pakaian/peralatan safety yang disediakan pabrik jika sedang berada pada area produksi pabrik.
- menyediakan klinik kesehatan dan tenaga medis di pabrik bioetanol
- menyediakan kotak P3K di setiap unit pabrik
- menyediakan pemadam kebakaran di setiap unit pabrik lengkap dengan peralatan pelindung diri yang tahan api
- kabel/kawat-kawat listrik pada pabrik bioetanol ini disusun rapi dan ditempatkan jauh dari panas dan pekerja
- peralatan listrik yang penting seperti switcher dan transformator diletakkan di tempat yang tersendiri (diberi pelidung dan diberi rambu peringatan bahwa tidak ada yang boleh mengoperasikan selain operator/ahli elektronika
- pengecekan terhadap isolasi sambungan-sambungan kabel listrik dilakukan sesering mungkin sehingga jika ada isolasi kabel atau sambungan jaringan listrik yang tidak sempurna/terkelupas dapat segera diketahui.
- penempatan pipa air yang melingkari seluruh lokasi pabrik, para pekerja yang bekerja atau berada pada pabrik bioetanol ini harus menggunakan alat pelindung diri berupa helm pengaman, sepatu safety.
- menyediakan peralatan pemadam kebakaran pada tiap unit pabrik dan tempatnya mudah dijangkau, terutama unit-unit yang memungkinkan terjadinya kebakaran
- menyediakan alat pelindung diri jika terjadi kecelakaan (pakaian yang tahan api, masker gas, sarung tangan yang tahan api dan panas, peralatan udara segar dsb.),
- menyediakan klinik kesehatan di pabrik bioetanol ini.
- pipa-pipa proses sebaiknya diletakkan diatas permukaan tanah agar lebih mudah untuk mendeteksi kebocoran
- diberikan warna untuk membedakan pipa yang mengangkut fluida panas dan dingin
- dilakukan pengecekan secara berkala terhadap pipa-pipa proses, isolasi panas yang baik pada pipa steam (agar dapat mencegah luka bakar dan mencegah hilangnya panas dari proses)
- bahan konstruksi pipa harus sesuai dengan sifat dan kondisi bahan yang diangkutnya agar tidak mudah terjadi kebocoran

- diterapkan peraturan para pekerja yang berada atau bekerja pada bagian/daerah perpipaan harus menggunakan helm pelindung, kaca mata pelindung, jas laboratorium/pakaian khusus kerja, sarung tangan, sepatu safety.
- memberi pengaman (berupa penutup atau pagar) pada belt conveyor, bucket elevator, mixer dan reaktor tersebut, sehingga tidak ada tangan/bagian tubuh dari pekerja yang dengan mudahnya masuk ke alat tersebut
- menerapkan peraturan untuk memakai alat pelindung diri berupa pakaian khusus kerja/jas lab, helm pengaman, penutup telinga
- memberi peringatan (berupa papan/poster) bahwa dilarang mendekat karena alat tersebut berbahaya
- dibentuk organisasi yang bergerak dalam bidang K3
- memberikan rambu/instruksi keselamatan kerja di sekitar alat belt conveyor, bucket elevator, mixer, reactor.
- tangki/storage yang menyimpan bahan yang mudah terbakar (storage bioetanol diletakkan di tempat yang tertutup dan jauh dari panas/sumber api,
- larangan untuk merokok di sekitar storage bioetanol, diberikan rambu dan instruksi kerja (berupa poster/papan peringatan) di sekitar storage bioetanol, H2SO4 (NH4)2SO4, Ca(OH)2 diberikan rambu/peraturan (poster) agar menggunakan alat pelindung diri (berupa masker, sarung tangan karet, helm pelindung, pakaian khusus kerja/jas lab, sepatu safety) jika bekerja/berada pada sekitar storage.
- reaktor diberikan isolasi panas agar panas proses tidak hilang
- diberikan pagar pembatas agar tidak sembarang orang bisa mendekat ke reaktor menara destilasi, kolom adsorbsi, selain itu juga diberikan rambu tanda bahaya dan instruksi keselamatan kerja di depan pagar yang mengelilingi ke reaktor, menara destilasi, kolom molecular sieve.
- juga dipasang temperature control dan pressure indicator agar suhu dan tekanan operasinya tidak melebihi batas tekanan operasi dan suhu opersi yang diperkenankan
- memberi pengarahan dan pelatihan bagi para pekerjatentang pengoperasian alat pelatihan K3, pelatihan pertolongan pertama pada kecelakaan di pabrik bioetanol dsb.

- Sedangkan emergency control system yang disediakan dan diterapkan di pabrik bioetanol ini antara lai sebagai berikut :
- instalasi alat pemutus aliran listrik secara otomatis jika terjadi korsleting
- instalasi alarm otomatis sebagai tanda peringatan dan shut down pabrik secara otomatis ketika terjadi kerusakan pada alat proses, tekanan dan boiler pada system utilitas pabrik ini melebihi batas maksimum, kebocoran reactor, dsb.
- Installasi alarm otomatis sebagai tanda/peringatan ketika terjadi kebakaran.

BAB VIII
UTILITAS

Utilitas pada suatu pabrik adalah suatu bagian atau unit yang sangat penting untuk menunjang suatu proses produksi, sehingga kapasitas produksi semaksimal mungkin dapat di capai. Adapun unit utilitas di dalam Pra Rencana Pabrik Bioetanol ini meliputi :

- Unit penyediaan air
    a. Air umpan boiler
    b. Air pendingin
    c. Air sanitasi
- Unit penyediaan steam
  "*Steam*" ini dipakai dalam proses pada alat reactor hidrolisa, reactor pretreatment, tangki inaktifasi, preheater dan reboiler pada destilasi.
- Unit penyediaan tenaga listrik
- Unit penyediaan bahan bakar

8.1. UNIT PENYEDIAAN AIR

Unit penyediaan air berfungsi sebagai unit yang bertugas memenuhi kebutuhan air yang ditinjau dari segi kuantitas maupun kualitasnya. Segi kuantitas air merupakan jumlah kebutuhan air yang harus dipenuhi, sedangkan segi kualitas air merupakan syarat air yang harus dipenuhi untuk kemudian dimanfaatkan. Dalam Pra Rencana Pabrik Bioetanol ini ada beberapa kebutuhan air, adapun keprluan tersenut antara lain dipergunakan untuk :

8.1.1. AIR UMPAN BOILER

Air umpan *boiler* merupakan bahan baku pembuatan *steam* yang berfungsi sebagai pemanas pada *heater* dan *reboiler*. Kebutuhan *steam* dipenuhi dengan jalan menguapkan air dalam sebuah ketel (*boiler*), sehingga kesadahan air umpan ketel (*boiler feed water*) harus benar-benar diperhatikan dan diperiksa dengan teliti serta harus bebas dari kotoran yang mungkin akan mengganggu proses produksi *steam* serta akan mengganggu pula jalannya operasi pabrik.

Air yang ada akan selalu mengandung mineral-mineral serta zat-zat yang d dikatakan pengganggu bagi proses produksi *steam*. Adanya zat-zat yang terkand dalam air umpan *boiler* (bahan baku pembuatan *steam*) tersebut dapat menyebal kerusakan pada *boiler*, adapun jenis-jenis zat yang harus selalu dikontrol tersebut ar lain :

- Kadar zat terlarut *(soluble metter)* yang tertinggi
- Zat padat terlarut (*suspended solid*)
- Garam-garam kalsium dan magnesium (penyebab kesadahan)
- Zat organic (*organic metter*)
- Silica, sulfat, asam bebas dan oksida

Air untuk keperluan umpan *boiler* harus memenuhi persyaratan agar air y digunakan tidak merusak ketel (*boiler*). Persyaratan yang harus dipenuhi adalah tidak mengandung kation-kation seperti Ca^{2+}, Mg^{2+} dan anion-anion seperti SO_4^{2-}, dan SO_3^{2-}. Untuk itu diperlukan treatment secara lebih sempurna. Air umpan *bo* mempunyai syarat sebagai berikut :

- Total padatan (*total dissolved solid*)	=	3500 ppm
- Padatan terlarut (*suspended solid*)	=	300 ppm
- Alkalinitas	=	700 ppm
- Silika	=	60 – 100 ppm
- Besi	=	0,1 ppm
- Tembaga	=	0,5 ppm
- Oksigen	=	0,007 ppm
- Kesadahan (*hardness*)	=	0
- Kekeruhan (*turbidity*)	=	175 ppm
- Minyak	=	7 ppm
- Residual fosfat	=	140 ppm

(Perry, Robert H & Chilton Cecil H. 1997. *Perry's Chemical Engineer's Handbook*. 6th, 7th edi

Syarat-syarat lain yang harus dipenuhi oleh air umpan *boiler* :

a. Tidak boleh berbuih (berbusa)

   Penyebab utama muncunya busa adalah disebabkan oleh adanya *so matter*, *suspended metter* dan kebasaan yang tinggi. Adapun kesulitan y akan dihadapi dengan adanya busa pada *boiler* adalah :

- Kesulitan pembacaan tinggi permukaan air dalam *boiler*
- Dapat menyebabkan percikan yang kuat yang menyebabkan adanya *solid-solid* yang menempel dan terjadinya korosi dengan adanya pemanasan lanjut.
- Dapat menyebabkan timbulnya ledakan yang diakibatkan oleh percikan yang kuat shingga menyulitkan pengontrolan tekanan.

Pencegahan masalah yang disebabkan oleh adanya busa pada air umpan boiler adalah dengan menganalisa terlebih dahulu menggunakan metode *salt content* dan *critical consentration*. Sedangkan untuk penanganan lebih lanjut dapat dilakukan dengan penurunan alkalinitas menggunakan penambahan asam serta selalu melakukan *control alkalinity*.

b. Tidak boleh membentuk kerak

Penyebab utama munculnya kerak antara lain disebabkan oleh adanya garam-garam Ca^{2+}, Mg^{2+}, CO_3^{2-}, SiO_2 dan Al_2O_3. Kerak yang terbentuk nantinya akan menyebabkan gangguan pada alat yang antara lain :

- Efisiensi dari perpindahan panas akan berkurang yang dikarenakan terjadinya isolasi oleh kerak terhadap panas yang masuk sehingga proses perpindahan panas terhambat.
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu, sehingga dapat menimbulkan kebocoran akibat tekanan yang kuat.
- Kerak yang terbentik juga dapat merusak kekuatan dari bahan konstruksi dari *boiler* itu sendiri sehingga akan menurunkan tingkat efisiensi dari segi waktu pemakaian alat.

c. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

Korosi pada pipa *boiler* disebabkan oleh adanya kadar keasaman (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan-bahan organik serta gas CO_2, O_2 yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk pelindung anti korosi pada permukaan baja, yaitu :

$$Fe^{2+} + 2H_2O \longrightarrow Fe(OH)_2 + 2H^+$$

Tetapi bila terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibatnya dengan hilangnya lapisan pelindung tersebut maka terjadilah korosi, secara reaksi adalah sebagai berikut :

$$4H^+ + O_2 \longrightarrow 2H_2O$$

$$4Fe(OH)_2 + O_2 + 2H_2O \longrightarrow 4Fe(OH)_3$$

Proses pelunakan air umpan *boiler* dilakukan dengan menggunakan pr pertukaran ion-ion dalam *demineralizer* (*kation dan anion exchanger*). Mula-mul bersih dilewatkan pada *kation exchanger* dengan menggunakan resin zeolit (*hydr exchanger*) sehingga terjadi reaksi sebagai berikut :

$$Ca(HCO_3)_2 + H_2Z \longrightarrow CaZ + 2CO_2 + 2H_2O$$

$$2NaHCO_3 + H_2Z \longrightarrow Na_2Z + 2CO_2 + 2H_2O$$

$$Mg(HCO_3)_2 + H_2Z \longrightarrow MgZ + 2CO_2 + 2H_2O$$

$$CaSO_4 + H_2Z \longrightarrow CaZ + H_2SO_4$$

$$Na_2SO_4 + H_2Z \longrightarrow Na_2Z + H_2SO_4$$

$$MgSO_4 + H_2Z \longrightarrow MgZ + H_2SO_4$$

$$CaCl_2 + H_2Z \longrightarrow CaZ + 2HCl$$

$$2NaCl + H_2Z \longrightarrow Na_2Z + 2HCl$$

$$MgCl_2 + H_2Z \longrightarrow MgZ + 2HCl$$

Air yang bersifat asam kemudian dialirkan ke dalam tangki *anion excha* untuk menghilangkan anion yang tidak dikehendaki. Tangki *anion excha* menggunakan De-acidite (DOH) sehingga terjadi reaksi sebagai berikut :

$$2DOH + H_2SO_4 \longrightarrow D_2SO_4 + 2H_2O$$

$$2DOH + 2\,HCl \longrightarrow 2DCl + 2H_2O$$

$$2DOH + 2\,HNO_3 \longrightarrow 2DNO_3 + 2\,H_2O$$

Setelah keluar dari tangki *anion exchanger*, air yang telah bebas dari ion penggangu dialirkan kedalam bak air lunak dan siap digunakan. Pemakaian resin y terus menerus menyebabkan resin tidak lagi aktif. Hal ini dapat diketahui dari kesadahan air umpan *boiler* yang dianalisa terus menerus. Jika terdapat kesadahan umpan *boiler*, maka hal ini menunjukkan bahwa resin sudah jenuh dan p diregenerasi.

Regenerasi resin zeolit (*hydrogen exchanger*) dilakukan dengan menggun asam klorida atau asam sulfat, dengan reaksi sebagai berikut:

$$CaZ + H_2SO_4 \longrightarrow H_2Z + CaSO_4$$

$$Na_2Z + H_2SO_4 \longrightarrow H_2Z + Na_2SO_4$$

$$MgZ + H_2SO_4 \longrightarrow H_2Z + MgSO_4$$

$$CaZ + 2HCl \longrightarrow H_2Z + CaCl_2$$

$$Na_2Z + 2\ HCl \longrightarrow H_2Z + 2\ NaCl$$

$$MgZ + 2\ HCl \longrightarrow H_2Z + MgCl$$

Regenerasi De-acidite (DOH) dilakukan dengan menggunakan larutan sodium hydroxide atau caustik soda dengan reaksi sebagai berikut :

$$D_2SO_4 + 2NaOH \longrightarrow 2DOH + Na_2SO_4$$

$$DCl + NaOH \longrightarrow DOH + NaCl$$

$$DNO_3 + NaOH \longrightarrow DOH + NaNO_3$$

Air yang digunakan untuk menghasilkan steam didalam boiler disebut juga air umpan boiler. Air pemanas digunakan pada alat – alat sebagai berikut :

Tabel 8.1.1.1 Kebutuhan Steam atau Air Umpan Boiler

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah *Steam* (Kg/Jam)
1	R-210	Reaktor Hidrolisa	1810.87
2	R-110	Reaktor Pretreatment	962.03
3	F-322	Tangki Inaktivasi	1014.38
4	E-415	Preheater	1894.18
5	E-418	Preheater	134.80
6	E-414	Reboiler (destilasi)	24059.22
Total			**59750.95**

Berdasarkan perhitungan dari Appendiks D keperluan *steam* sebesar 59751 kg/jam. Direncanakan banyaknya *steam* disediakan dengan *excess* 20% sebagai pengganti *steam* yang hilang sehingga kebutuhan *steam* sebesar 71701 kg/jam dan dengan menghitung faktor evaporasi didapatkan kebutuhan air umpan *boiler* sebesar 78871 kg/jam.

8.1.2. AIR PENDINGIN

Air pendingin digunakan sebagai media pendingin pada alat perpindahan p yang berfungsi untuk menurunkan panas maupun yang berfungsi mengubah fase bahan. Alasan mengapa digunakan air sebagai media pendingin disebabkan antara karena :

Air merupakan materi yang mudah didapat dalam jumlah besar.

- Mudah diatur dan dikerjakan.
- Dapat menyerap jumlah panas yang besar persatuan volume.
- Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya peruba temperatur pendinginan.
- Tidak mudah terkondensasi

Hal-hal yang harus diperhatikan pada air pendingin antara lain :

- "*Hardness*", yang memberikan efek pembentukan kerak.
- Besi, penyebab korosi kedua.
- Silika dan ion sulfat, penyebab kerak.
- Molaritas, pH, temperatur sangat menentukan konsentrasi dari karbonat, bikarb serta kelarutan dari kalsium karbonat.
- Padatan terlarut, penyebab "*fouling*" sehingga membutuhkan "*dispersant*".
- Kontaminan seperti hidrokarbon, glikol, NH_3, SO_2, H_2S, penyebab "*fouling*" pertumbuhan bakteri atau mikroba.
- Minyak, penyebab terganggunya '*film corrosion inhibitor*', "*heat tran coefiesient*" yang menurun dapat menjadi makanan mikroba yang bisa menyebab terbentuknya endapan.

Pada air pendingin ditambahkan zat kimia yang bersifat menghilangkan kerak, lu jamur dan korosi.

Air pendingin digunakan pada alat reaktor, vacuum concentrator 2, surfac condenser :

Tabel 8.1.2.1 Kebutuhan Air Pendingin

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah air (Kg/Jam
1	E-115	Cooler	185,569.51
2	E-215	Cooler	137,345.93
3	R-310	Reaktor Starter	5,712.06
4	R-320	Reaktor Fermentor	32,677.95
5	F-412	Kondensor	830,284.06
Total			**1,191,590**

Dari tabel 8.1.2.1. air yang digunakan untuk keperluan pendingin adalah sebesar 1192000 kg/jam, direncanakan banyaknya air pendingin yang di*suplay* adalah 20% berlebih dari jumlah air pendingin, maka kebutuhan air pendingin adalah 1429907 kg/jam.

8.1.3. AIR SANITASI

Air sanitasi didalam suatu pabrik biasanya dipakai untuk keperluan laboratorium, karyawan yaitu minum, memasak, mencuci dan mandi. Pada dasarnya untuk air sanitasi harus memenuhi syarat kualitas air bersih meliputi :

a. Syarat Fisik

- Suhu : dibawah suhu udara sekitar (< suhu udara)
- Warna : jernih (tidak bewarna)
- Rasa : tidak berasa
- Bau : tidak berbau
- Kekeruhan : < 1 mgr SiO_2/liter

b. Kimia

- pH : 6,5 – 8,5
- Tidak mengandung zar terlarut berupa zat organik dan zat anorganik
- Tidak mengandung zat-zat beracun

c. Biologis

- Tidak mengandung kuman atau bakteri terutama bakteri "*E. coli*" dan patog
- Untuk air sanitasi ditambahkan kaporit ($Ca(OCl)_2$) atau desinfektan.

Dalam proses penyediaan air sanitasi, air yang telah mengalami p pengolahan terlebih dahulu harus diolah kembali untuk memenuhi persyaratan set air sanitasi. Proses pemenuhan persyaratan air sanitasi tersebut adalah setelah p penjernihan, air harus diberi desinfektan terlebih seperti klor cair maupun kaporit.

Adapun kebutuhan air sanitasi yang digunakan sebagai keperluan sehari pada Pabrik Bioetanol ini dapat dilihat pada table berikut ini :

Tabel 8.1.3.1 Data Kebutuhan Air Sanitasi

No	Keperluan	Kebutuhan (Kg/Jam)
1	Karyawan	2,436
2	Laboratorium dan taman	1,218
3	Pemadam kebakaran	1,462
Total		**5,117**

Tabel 8.1.3.2 Data Kebutuhan Air Total Pabrik Bioetanol

No	Keperluan	Kebutuhan (Kg/Jam)
1	Air umpan *boiler*	44,285
2	Air pendingin	1,572,898
3	Air sanitasi	5,117
Total		**1,622,300**

8.1.4. Uraian Proses Penyediaan Air

Air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan pabrik adalah air sungai. D pemilihan air sungai untuk memenuhi kebutuhan air pabrik dikarenakan lokasi pa yang dekat dengan sungai brantas Gresik, Jawa Timur. Sebelum digunakan, air su

akan diolah terlebih dahulu guna menyesuaikan dengan persyaratan air untuk peruntukan dan penggunaan dalam pabrik.

Air sungai pertama-tama dialirkan dari sungai dengan menggunakan pompa L-212 menuju bak sedimentasi F-213 untuk diendapkan kandungan pasir maupun pengotor lainnya. Sebelum dipompa kedalam bak sedimentasi air sungai telah melalui filtrasi pengotor yang berukuran besar dengan menggunakan *filter* H-221 yang terdapat diujung pipa yang tertanam di dalam badan sungai. Setelah mengalami proses pengendapan dalam bak sedimentasi, air sungai kemudian dialirkan dengan menggunakan pompa L-214 menuju bak *skimmer* F-215 untuk selanjutnya dilakukan proses pengolahan ataupun penghilangan bahan terapung seperti minyak dan pengotor-pengotor lain. Kemudian dari bak *skimmer* air sungai tersebut dialirkan kembali dengan menggunakan pompa L-216 menuju *clarifier* H-210 untuk dilakukan proses pemurnian tahap awal dengan menambahkan larutan $Al_2(SO_4)_3.18H_2O$ atau larutan alum guna memisahkan *suspended solid* serta zat terlarut lainnya yang terdapat dalam air sungai secara kimiawi. Padatan yang terbentuk pada *clarifier* akan dikeluarkan melalui bagian bawah *clarifier* sedangkan air bersih akan dikeluarkan dari *clarifier* melaluai *over flow* atau bagian samping *clarifier* untuk kemudian difiltrasi kembali.

Air bersih yang keluar dari *clarifier* H-120 kemudian dialirkan kedalam *sand filter* H-221 untuk menyaring kembali apabila terdapat pasir maupun endapan yang terikut dalam alira air bersih. Setelah melalui *sand filter*, air bersih kemudian dialirkan dan ditampung dalam bak air bersih F-222 untuk kemudian dibagi menjadi tiga aliran guna pengolahan lanjutan. Air bersih yang berada di dalam bak air bersih kemudian diolah kembali sesuai peruntukan masing-masing, adapun proses pengolahan berdasarkan fungsi masing-masing tersebut antara lain adalah sebagai berikut :

1. Pengolahan air lunak

   Air bersih dari bak air bersih F-222 dialirkan menggunakan pompa L-223 menuju alat *kation exchanger* D-220A untuk dilakukan proses pemisahan kandungan anion yang menyebabkan kesadahan maupun mineral-mineral lain yang dapat mengganggu proses penggunaan air. Dalam *kation exchanger* D-220A digunakan resin zeolit (*hydrogen exchanger*) untuk mengikat anion pengganggu sehingga air bebas dari mineral-mineral penyebab kesadahan. Setelah melalui *kation exchanger* D-220A, air bersih kemudian dialirkan

menuju *anion exchanger* D-220B untuk dihilangkan kandungan ka maupun mineral-mineral pengganggu. Dalam *anion exchanger* D-2 digunakan *De-acidite* (DOH) untuk memurnikan air dari ion pengc Setelah melalui tahapan (*Demineralizer*) air bersih tersebut kemu dialirkan kedalam bak air lunak F-231.

Air lunak dari bak F-231 kemudian dialirkan dengan menggunakan po L-232 menuju deaerator D-233 untuk dilakukan proses penghilar kandungan CO_2 dan O_2 terlarut serta pemanasan tahap awal. Setelah mel proses awal dalam deaerator D-233, air lunak umpan boiler tersebut diali dengan pompa L-234 menuju boiler Q-230 untuk diubah dari fase menjadi steam *superheated* yang nantinya akan dimanfaatkan sebagai m pemanas pada peralatan proses yang ada. Steam yang dihasilkan seba dimanfaatkan sebagai media pemanasan tahap awal untuk air umpan bc pada dearator D-233. Setelah digunakan, steam tersebut kemudian dik kembali kedalam bak air lunak dengan nama *steam condensat* dengan s yang disesuaikan dengan suhu dalam bak air lunak.

2. Pengolahan air pendingin

Air bersih yang berada di dalam bak air bersih F-222 dialirkan der menggunakan pompa L-241 kedalam bak air pendingin F-242 u ditampung sementara sebagai air media pendingin. Kemudian dari bak pendingin F-242 air pendingin dialirkan kembali dengan mengguna pompa L-243 untuk didistribusikan kedalam peralatan proses sebagai m pendingin proses. Setelah digunakan sebagai media pendingin, air pendi tersebut kemudian dipompa keluar proses dengan menggunakan pomp 244 untuk di alirkan menuju *cooling tower* P-240 untuk dilakukan pr pendinginan kembali sehingga air dapat dimanfaatkan kembali sebagai m pendingin. Setelah dilakukan proses pendinginan kembali dalam alat *coo tower* P-240 air pendingin tersebut kemudian dikembalikan kedalam bak pendingin F-242 untuk ditampung dan digunakan kembali.

3. Pengolahan air sanitasi

Air bersih dari bak air bersih F-222 dialirkan dengan mengguna pompa L-251 untuk dialirkan kedalam bak klorinasi F-250 untuk kemu

ditambahkan desinfektan berupa Cl_2 (klor) cair untuk mematikan mikroorganisme merugikan dalam air sehingga air aman untuk keperluan sanitasi. Setelah proses klorinasi, air kemudian dialirkan dengan menggunakan pompa L-252 menuju bak air sanitasi F-253 untuk ditampung sebagai air sanitasi. Setelah ditampung dalam bak air sanitasi, air tersebut siap dimanfaatkan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, labratorium, taman serta pemadam kebakaran.

8.2. UNIT PENYEDIAAN STEAM

Unit penyediaan *steam* berfungsi untuk menyediakan kebutuhan *steam* yang digunakan sebagai media pemanas pada proses produksi. Bahan baku pembuatan *steam* adalah air umpan *boiler*. *Steam* yang dibutuhkan dalam proses produksi mempunyai kondisi sebagai berikut :

Tekanan = 1 atm

Temperatur = 250 °C

Steam yang telah digunakan dan telah menjadi kondensat kemudian akan kirim ke unit pengolahan untuk dilakukan proses *recovery* (disirkulasi). Hal ini dimaksudkan untuk menghemat pemakaian air umpan *boiler* sehingga pemakaian air umpan boiler segar dapat dikurangi baik secara jumlah maupun proses pengolahannya.

Adapun kebutuhan *steam* tersebut digunakan sebagai media pada beberapa peralatan proses, adapun peralatan-peralatan tersebut antara lain adalah sebagai berikut :

Tabel 8.2.1. Data Kebutuhan *Steam*

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah *Steam* (Kg/Jam)
1	R-210	Reaktor Hidrolisa	1810.87
2	R-110	Reaktor Pretreatment	962.03
3	F-322	Tangki Inaktivasi	1014.38
4	E-415	Preheater	1894.18
5	E-418	Preheater	134.80
6	E-414	Reboiler (destilasi)	24059.22
Total			**59,751**

Berdasarkan perhitungan dari Appendiks D keperluan *steam* sebesar 59 kg/jam. Direncanakan banyaknya *steam* disediakan dengan *excess* 20% seb pengganti *steam* yang hilang sehingga kebutuhan *steam* total sebesar 71701 kg/jam.

8.3. UNIT PENYIAPAN LISTRIK

Dalam memenuhi kebutuhan listrik, direncanakan diperoleh 40% dari PLN 60% dari generator. Tenaga listrik yang disediakan digunakan untuk menggerak motor instrumentasi dan lain-lain. Adapun perincian kebutuhan listrik adalah :

1. Kebutuhan listrik untuk proses
   - Total kebutuhan listrik untuk proses yaitu sebesar 67 Hp = 49.95 kW
   - Total kebutuhan listrik untuk daerah pengolah air adalah 29 Hp = 2 kW

   Sehingga total kebutuhan listrik untuk proses dan utilitas adalah 71,58 kW
2. Kebutuhan untuk instrumentasi
   - Tenaga listrik yang dibutuhkan untuk instrumentasi 10% dari tenaga y dibutuhkan untuk proses, maka kebutuhan listrik untuk instrumen adalah 7.158 kWH.
3. Kebutuhan listrik untuk penerangan
   - Penggunaan lampu merkuri 250 watt dengan lumen output 10.000

Total listrik yang dibutuhkan yaitu sebesar = 2.984 × 250 watt = 746,00 kW

- Penggunaan lampu fluorescent 40 watt dengan lumen output 1960
  Listrik yang dibutuhkan yaitu sebesar = 313 × 40 watt = 12,520 kW
- Penggunaan lampu fluorescent 20 watt dengan lumen output 1.960
  Listrik yang dibutuhkan yaitu sebesar = 27 × 20 watt = 0,540 kW

Sehingga total kebutuhan listrik untuk penerangan adalah

Total listrik penerangan = (746,000 + 12,520 + 0,540) kW = 759,060 kW

4. Kebutuhan listrik untuk lain-lain
   - Kebutuhan listrik untuk lain-lain seperti pemakaian computer, mesin fotokopi, mesin fax, AC, lemari es, dan lain-lain sebesar 10 kW.

Berdasarkan kebutuhan listrik dari masing-masing kebutuhan unit pabrik, maka total kebutuhan listrik dari Pabrik Bioetanol adalah 847.79 kWH

Guna menjaga ketersediaan listrik yang stabil maka *Safety factor* ditetapkan sebesar 10% dari total kebutuhan listrik 847.79 kWH, jadi total kebutuhan listrik Bioetanol = 932.57 kW

Jadi total kebutuhan listrik adalah 932.57 kW, dimana listrik yang disuplai dari PLN sebesar 40% yaitu 373.0281083kW. Sedangkan listrik yang disuplai generator set sebesar 60% yaitu 559,54 kW.

8.4. UNIT PENYIAPAN BAHAN BAKAR

Bahan bakar yang dibutuhkan oleh pabrik merupakan bahan bakar yang digunakan pada generator. Bahan bakar yang digunakan adalah *fuel oil*, pemilihan bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

- Harga relatif murah
- Mudah didapat
- Viskositasnya relatif rendah sehingga mudah mengalami pengabutan
- Tidak menyebabkan kerusakan pada alat

Sifat-sifat *fuel diesel oil* antara lain sebagai berikut:

- Flash point = min. 38 °C (100 °F)
- Komposisi karbon = 86,47 %
- Komposisi nitrogen = 0,006 %

- Komposisi hydrogen = 12,6 %
- Komposisi sulfur = 0,22
- Pour point = -7 °C (20°F)
- Densitas = 0,88 g/cm^3
- Heating value = 130.500 Btu/gall
- Viscositas = min. 0,0011 cp

(www.bioenergy.ornl.
(Perry's 5th ed., *ChemicaL Eng.'s Handbook*, hal. 9-8 s.d. 9

Spesifikasi Generator :

Type	:	AC generator 3 phase
Kapasitas	:	725 KW
Effisiensi	:	80%
Jumlah	:	2 buah (1 cadangan)

Jadi kebutuhan bahan bakar pada generator untuk pabrik Bioetanol ini ad
71,7575 L/jam

Spesifikasi *storage fuel diesel oil*

Fungsi : Menyimpan diesel oil yang akan digunakan sebagai bahan bakar p
generator selama 15 hari

Bahan konstruksi	:	*Carbon Steel* SA 299 *Grade* C
Diameter dalam (D_i)	:	227,625 in
Diameter luar (D_o)	:	228 in
Tebal silinder (t_s)	:	$\frac{6}{16}$ in
Tebal tutup atas	:	$\frac{3}{16}$ in
Tinggi silinder (Ls)	:	120,9453 in
Jumlah	:	3 buah

BAB IX

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

9.1. Lokasi Pabrik

Dalam Pra Rencana Pabrik, penentuan lokasi pabrik adalah salah satu hal yang paling penting. Hal tersebut dikarenakan akan sangat berbengaruh pada kelangsungan hidup pabrik yang akan didirikan itu sendiri. Selain itu pemilihan dan penentuan tata letak komponen-komponen dan fasilitas pabrik juga menentukan efisiensi dari proses produksi yang akan dilakukan.

Dasar pemilihan lokasi pabrik dari suatu perusahaan menjadi jauh lebih penting sehubungan dengan perkembangan ekonomi dan sosial masyarakat, dimana persaingan dan kedudukan pabrik dimata masyarakat menjadi salah satu penentu berjalannya kehidupan pabrik nantinya. Selain pertimbangan tersebut penentuan tata letak dan lokasi pabrik juga dapat membantu memperkirakan biaya seakurat mungkin sebelum mendirikan pabrik, maupun desain secara terperinci dimasa yang akan datang yang mana meliputi desain sistem perpipaan, fasilitas bangunan, jenis dan jumlah peralatan serta kelistrikan maupun utilitas.

Oleh karena itu, perlu diadakan seleksi dan evaluasi sehingga lokasi benar-benar memenuhi persyaratan bila ditinjau dari segala aspek. Adapun faktor-faktor yang harus diperhatikan dan dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik dapat digolongkan menjadi dua, antara lain :

9.1.1. Faktor Utama

1. **Penyediaan Bahan Baku**

   Ditinjau dari tersedia bahan baku dan harga bahan baku, maka pabrik hendaknya didirikan dekat dengan sumber bahan baku. Hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai bahan baku :

   a. Letak sumber bahan baku

   b. Kapasitas sumber bahan baku dan berapa lama sumber tersebut dapat diandalkan pengadaannya untuk mencukupi kebutuhan pabrik yang akan didirikan.

c. Kualitas dan kuantitas bahan baku yang ada dan apakah kualitas kuantitas bahan baku tersebut sesuai dengan persyaratan yang dibutuhk

d. Cara mendapatkan bahan baku dan pengangkutan dari bahan tersebut.

2. Pemasaran

Pemasaran merupakan salah satu faktor yang paling penting dalam ind kimia karena berhasil atau tidaknya pemasaran akan menentukan keuntu industri tersebut. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Dimana hasil produksi akan dipasarkan (*marketing area*)
- Kebutuhan produk pada saat sekarang dan pada masa yang akan datang
- Pengaruh persaingan yang ada
- Jarak pemasaran dari lokasi dan bagaimana sarana pengangkutan u sampai ke daerah pemasaran.

3. Utilitas (Bahan bakar, Sumber air dan listrik)

Utilitas merupakan unit yang sangat penting kerena merupakan sarana kelancaran proses produksi. Adapun bagian daripada utilitas adalah seb berikut :

a. Air

Air merupakan kebutuhan yang sangat penting dalam industri kimia. digunakan untuk kebutuhan proses, air umpan boiler, air sanitasi kebutuhan lainnya. Untuk memenuhi kebutuhan ini air dapat diambil da macam sumber, yaitu :

- Air sungai (sumber) atau air laut
- Air kawasan
- Air PDAM

Bila air dibutuhkan dalam jumlah besar, maka pengambilan air su (sumber) atau air laut akan lebih ekonomis. Hal-hal yang perlu diperhati dalam pemilihan sumber air :

- Kemampuan sumber air untuk melayani pabrik
- Kualitas air yang disediakan, namun dilihat lagi dari jenis industri y akan memanfaatkannya. Jika dalam jumlah yang tidak terlalu besar sungai dapar digunakan tetapi jika dalam julah yang dangat besar d digunakan air laut yang telah dip roses terlebih dahulu.

- Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air
- Memperkirakan kebutuhan air yang mendukung industri termasuk untuk air proses, air pendingin, air sanitasi, air umpan boiler dan air yang tersedia untuk mencegah kebakaran.
- Memperhatikan efek pembuangan limbah dari aktivitas industri terhadap lingkungan sekitar terutama yang dapat menyebabkan kontaminasi terhadap air

Untuk memenuhi kebutuhan air sehari-hari dapat diambil dari dua sumber : air sungai dan air laut. Air sungai dan air laut diolah terlebih dahulu pada unit utilitas untuk menghasilkan air yang berkualitas sesuai dengan ketentuan dan digunakan untuk keperluan pabrik, sarana dan prasarana, serta disalurkan kepemukiman disekitar pabrik. Air laut hanya digunakan untuk media pendinginan untuk alat yang memerlukan media pendingin dalam jumlah sangat besar. Sedangkan air kawasan dan air PDAM hanya bersifat cadangan.

b. Listrik dan bahan bakar

Listrik dan bahan bakar dalam industri mempunyai peranan penting terutama sebagai motor penggerak selain penerangan dan untuk memenuhi kebutuhan yang lainnya. Hal-hal yang harus diperhatikan :

- Ada tidaknya jumlah tenaga listrik yang tersedia didaerah tersebut.
- Harga tenaga listrik di daerah tersebut.
- Harga tenaga listrik dan bahan bakar dimasa yang akan datang.
- Mudah atau tidaknya mendapatkan bahan bakar.
- Persediaan tenaga listrik dimasa yang akan datang.

Sumber listrik sebagian didapatkan sebagian dari PLN dan sebagian dihasilkan oleh pabrik sendiri yaitu dari pembangkit listrik berbahan bakar solar dan generator. Bahan bakar digunakan untuk menghasilkan steam pada boiler dan sebagai bahan bakar untuk menggerakkan *generator*.

4. Keadaan Geografis dan Masyarakat

Keadaan geografis dan mayarakat di lingkungan sekitar pabrik harus mendukung iklim industri untuk menciptakan kenyamanan dan ketentraman

dalam bekerja. Adapun hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain ad sebagai berikut :

- Kesiapan masyarakat untuk menjadi masyarakat industri.
- Keadaan alam yang ada, dimana keadaan alam yang menyulitkan mempengaruhi spesifikasi peralatan serta konstruksi peralatan bangunan.
- Keadaan angin (kecepatan dan arah angin) pada situasi terburuk yang pe terjadi pada tempat tersebut.
- Kemungkinan terjadinya gempa bumi, banjir, angin topan dan lain-lain.
- Kondisi atau keadaan tanah tempat pabrik berdiri harus diperhatikan s dapat menyulitkan pemasangan konstruksi bangunan atau peralatan pr jika tidak dalam kondisi yang mendukung.
- Pengaruh produk yang dihasilkan maupun proses yang digunakan terh masyarakat di lingkungan sekitar pabrik terutama untuk industri menghasilkan bahan berbahaya.
- Kemungkinan untuk perluasan dimasa yang akan datang.

Dengan memperhatikan beberapa faktor tersebut maka sebelum pendirian pa harus dilakukan *survey area* terlebih dahulu sebelum pendirian pabrik sehi keberlangsungan dan masa depan pabrik dapat terjamin.

(Timmerhaus, Peters M.S. 2003. *Plant Design & Economic For Chemical Engineering,* 5th edi
(Vilbrandt, Frank C & Dryden, Charlese. 1959. *Chemical Engineering Palnt Design,* 4th ed

9.1.2. Faktor Khusus

1. Transportasi

Masalah transportasi perlu diperhatikan agar kelancaran pembekalan (*sup* bahan baku dan penyaluran produk dapat terjamin dengan biaya sere mungkin dan dalam waktu yang singkat. Oleh sebab itu perlu diperhat faktor-faktor yang ada, seperti berikut

- Jalan raya yang dapat dilalui oleh kendaraan bermotor maupun kenda berat.
- Jalur kereta api.
- Adanya pelabuhan laut dan lapangan udara.
- Sungai atau laut yang dapat dilalui perahu atau kapal.
- Jarak pabrik dengan sumber bahan baku maupun dengan daerah pemasar

(Bernasconi, G. 1995. *Chemical Technology Handbook*)
(Vilbrandt, Frank C & Dryden, Charlese. 1959. *Chemical Engineering Palnt Design,* 4th edition)

2. Tenaga Kerja

Kebutuhan tenaga kerja baik tenaga kasar atau tenaga ahli perlu diperhatikan karena akan berpengaruh terhadap kinerja dan kelancaran dari perusahaan. Tingkat pendidikan dari masyarakat dan tenaga kerja juga mendukung pendirian pabrik ini. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam hal ini antara lain :

- Mudah atau tidaknya mendapatkan tenaga kerja yang diinginkan.
- Keahlian dan pendidikan tenaga kerja yang tersedia.
- Tingkat penghasilan tenaga kerja didaerah tersebut.
- Karakteristik dari lokasi.

3. Buangan Pabrik dan Pembuangan Limbah

Buangan pabrik dan pembuangan limbah merupakan salah satu faktor yang harus diperhitungkan, sebab apabila buangan pabrik (*waste diposal*) memiliki sifat berbahaya bagi kehidupan disekitarnya, maka yang harus diperhatikan hal-hal sebagai berikut :

- Cara menentukan bentuk buangan, terutama yang berhubungan dengan peraturan pemerintah dan peraturan setempat.
- Masalah polusi atau efek samping dari polusi yang mungkin timbul.

Untuk pembuangan limbah industri harus memperhatikan usaha pencegahan terhadap pencemaran lingkungan yang disebabkan oleh buangan pabrik yang berupa gas, cair maupun padatan dengan memperhatikan ketentuan dari pemerintah maupun peraturan-peraturan yang telah disepakati oleh dunia internasional, khususnya menyangkut ISO 14001 (*Enviromental Protection*).

4. Perpajankan dan Asuransi

Perpajakan dan asuransi merupakan masalah yang berkaitan dengan pemberian ijin dan sistem perpajakan di daerah pendirian pabrik tersebut. Adapun hal-hal yang mempengaruhi pendirian pabrik dari sektor perpajakan dan asuransi antara lain :

- Pendapatan daerah tersebut
- Asuransi untuk pengangguran
- Monopoli perusahaan

5. **Karakteristik dari Lokasi**

   Dalam pemilihan lokasi pabrik harus diperhatikan karakteristik dari lol tersebut, lokasi pendirian pabrik yang baik adalah daerah dengan fal pendukung yang paling memadai. Adapun hal-hal yang perlu diperhati dalam memilih lokasi antara lain :

   - Apakah daerah tersebut merupakan lokasi bebas sawah, rawa, bukit dan l lain.
   - Harga tanah dan fasilitas lainnya.

6. **Faktor Lingkungan (Komunitas)**

   Hal-hal yang menyangkut faktor lingkungan (komunitas) merupakan salah : aspek yang harus dipertimbangkan, adapun hal-hal tersebut antara lain :

   - Lokasi termasuk perkotaan atau pedesaan
   - Fasilitas perumaha, sekolah, sarana kesehatan (poliklinik) dan tempat iba
   - Adat istiadat atau budaya di daerah sekitar pabrik

7. **Peraturan Perundang-undangan**

   Peraturan perundang-undangan merupakan aspek yang sangat penting u dipertimbangkan. Adapun hal-hal mengenai peraturan perundang-undan yang perlu diperhatikan antara lain :

   - Ketentuan-ketantuan mengenai wilayah industri di daerah tersebut
   - Ketentuan mengenai jalan umum yang ada bagi industri di daerah tersebu

(Timmerhaus, Peters M.S. 2003. *Plant Design & Economic For Chemical Engineering,* 5th edi
(Vilbrandt, Frank C & Dryden, Charlese. 1959. *Chemical Engineering Palnt Design,* 4th edi

Berdasarkan pertimbangan dengan memperhatikan faktor-faktor yang t diutarakan di atas, maka dapat ditentukan bahwa pendirian Pabrik Bioetanol amoniak dan karbondioksida dengan proses aces dengan kapasitas 13000 KL/ta berada di Lamongan Jawa Timur yang diharapkan dapat memberikan keuntungan y sebesar-besarnya. Adapun faktor-faktor yang menjadi dasar pertimbangan da pendirian Pabrik Bioetanol ini antara lain :

1. Bahan baku

   Ketersediaan bahan baku yang cukup memadai disebabkan daerah ters berdekatan dengan kegiatan eksplorasi bahan baku produksi Bioetanol y nantinya akan dihasilkan pula produk Bioetanol, sehingga memudahkan da

penyediaan bahan baku, maka akan diadakanya pembangunan jalan maupun pipa-pipa.

2. Pemasaran

   Produk Bioetanol yang dihasilkan akan didistribusikan melalui kapal maupun darat. Dengan didukung oleh daerah yang dekat dengan pelabuhan, sehingga memudahkan dalam pendistribusian produk.

3. Sarana Transportasi

   Telah tersedia jalan raya yang memadai sehingga pengiriman barang keluar maupun ke dalam pabrik tidak mengalami kesulitan yang berarti.

4. Penyediaan Utilitas

   Pabrik Bioetanol ini memerlukan air yang cukup banyak baik untuk media pendingin, penghasil steam dan keperluan lainnya. Sehingga untuk memenuhi diperlukan air sungai dan air bor. Energi listrik sebagian diperoleh dari PLN dan sebagian dihasilkan oleh pabrik sendiri, sedangkan bahan bakar diperoleh dari PT. Pertamina, Tbk

5. Tenaga Kerja

   Tersedianya tenaga kerja yang terampil dan terdidik untuk pengoperasian alal-alat industri perlu dipertimbangkan. Tenaga kerja Indonesia cukup banyak sehingga penyediaan tenaga kerja tidaklah begitu sulit. Untuk ketersediaan tenaga kerja, daerah Lamongan, Jawa Timur merupakan salah satu daerah penyedia tenaga kerja yang produktif dan potensial. Tenaga kerja dengan pendidikan menengah dan kejuruan dapat diambil dari daerah sekitar sedangkan untuk tenaga ahli dapat didatangkan dari daerah lain maupun daerah sekitar, karena banyak perguruan tinggi terkemuka yang selalu mampu menghasilkan sumber daya manusia yang berkualitas.

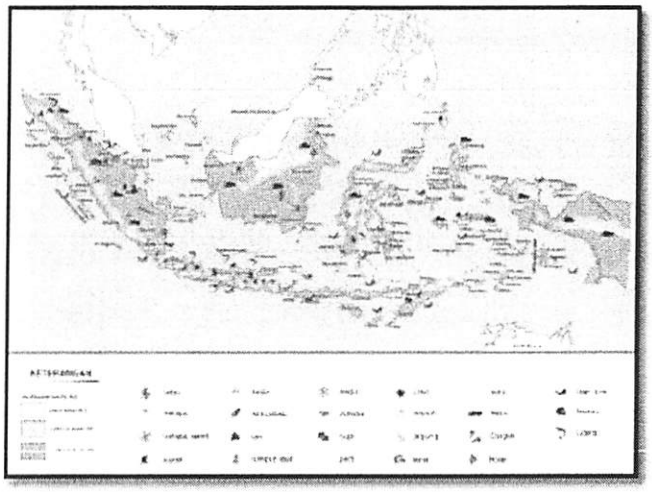
6. Karakteristik Lingkungan dan Iklim.

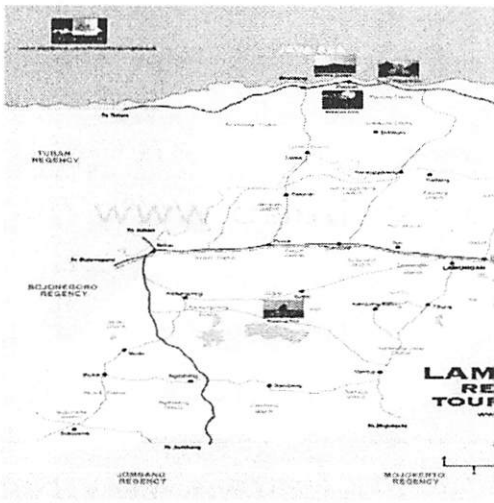
   Faktor- faktor yang menyangkut karakteristik lingkungan, iklim dan faktor-faktor sosial tidak menjadi masalah bila ditinjau dari industri-industri yang telah ada sebelumnya. Disamping itu mengingat daerah Lamongan, Jawa Timur dan sekitarnya merupakan daerah yang memiliki banyak pabrik maka pemerintah setempat akan lebih mudah memberikan izin pendirian dan usaha. Keadaan iklim dan cuaca di daerah Lamongan, Jawa Timur dapat dikatakan

stabil dimana tingkat curah hujan masih normal dan kisaran suhu antara 2
hingga 31 °C.

Peta lokasi Pabrik Bioetanol ini direncanakan akan didirikan diKabup
Lamongan, jawa Timur dapat dilihat pada Gambar 9.1.1. Peta Lokasi Pabrik Bioet
dari amoniak dan karbondioksida :

Peta Lamongan Provinsi Jawa Timur





Gambar 9.1.1. Peta Lokasi Pabrik Bioetanol

Keterangan :  = Lokasi Pabrik Bioetanol

9.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah pengaturan atau peletakan bangunan dan peralatan dalam pabrik, yaitu meliputi areal proses, areal penyimpanan dan areal material sedemikian rupa sehingga pabrik dapat beroperasi secara efektif dan efisien. Tujuan utama dari tata letak pabrik adalah :

- Untuk mengatur alat-alat serta fasilitas produksi
- Untuk menjaga keselamatan
- Supaya pemeliharaan dapat diatur dengan mudah
- Pembiayaan dapat ditekan seminimal mungkin
- Fungsi dari peralatan dan bangunan dapat dipakai seefisien mungkin

Tata letak pabrik dapat dibagi menjadi 2 bagian :

1. Tata letak bangunan
2. Tata letak peralatan

9.2.1. Tata Letak Bangunan Pabrik

Pengaturan tata letak ruangan dari unit-unit bangunan dalam suatu pabrik dapat dilaksanakan sedemikian rupa sehingga :

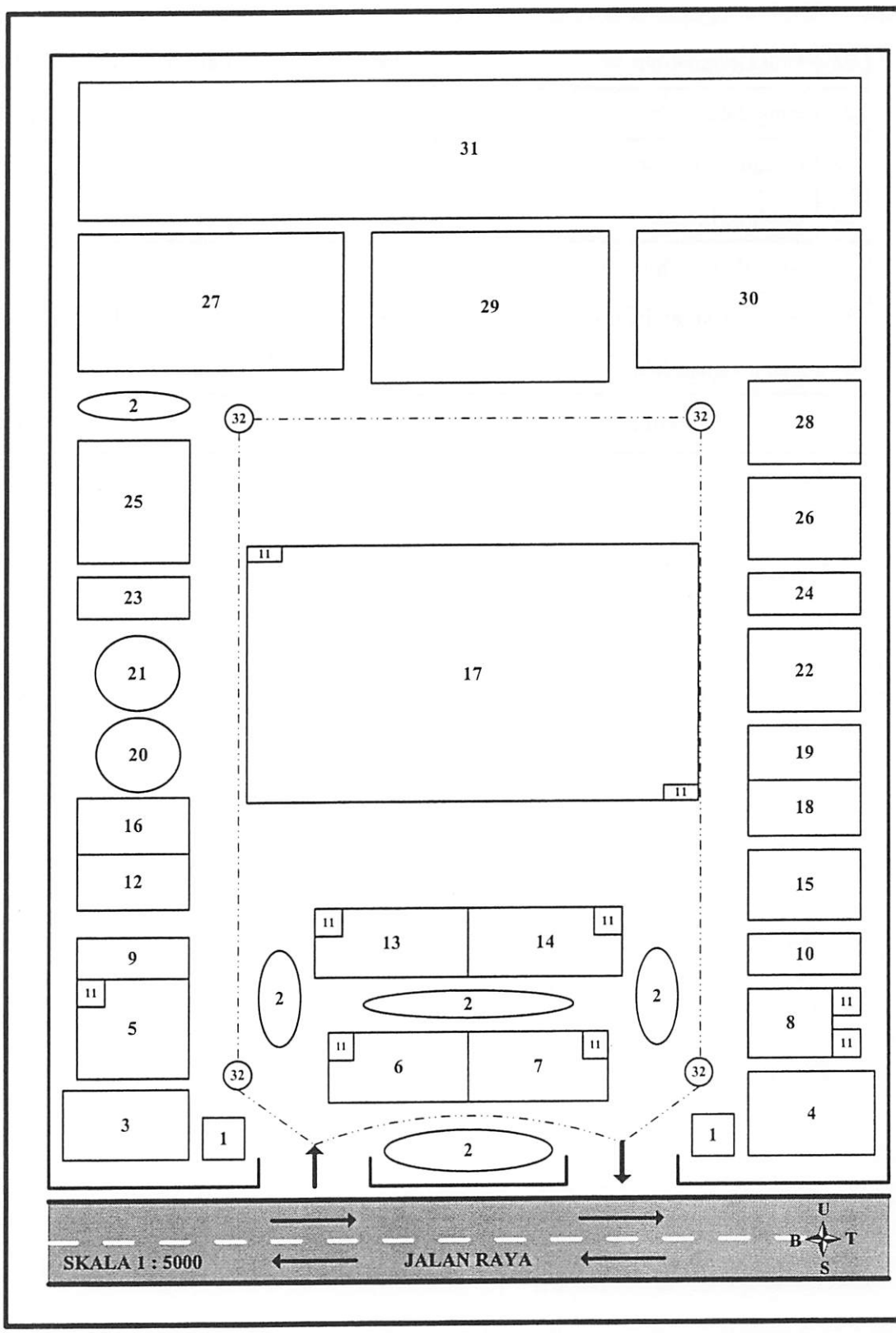
- Pemakaian areal tanah sekecil mungkin.
- Letak bangunan sesuai dengan urutan proses
- Letak bangunan kantor dan bangunan untuk proses harus terpisah, hal ini dimaksudkan untuk mencegah terjadinya bahaya yang mungkin timbul
- Bahan baku dan produk dapat diangkut dengan mudah
- Terjadinya areal tanah jalan maupun perluasan pabrik
- Ventilasi dan penerangan yang cukup pada bangunan pabrik

Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik adalah sebagai berikut :

Tabel 9.2.1.1. Perincian Luas Bangunan Pabrik

No	Jenis Bangunan	Ukuran (m)		Luas	Jumlah	Lu
		p	*l*	(m^2)		(m^2)
1	Pos Keamanan	5	4	20	2	40
2	Taman	15	10	150	5	750
3	Parkir Tamu	30	3	90	1	90
4	Parkir Karyawan	40	3	120	1	120
5	Lobi	10	10	100	1	100
6	*Main Office Building* A	20	15	300	1	300
7	*Main Office Building* B	20	15	300	1	300
8	Mushola	10	5	50	1	50
9	Perpustakaan	6	5	30	1	30
10	Poliklinik	10	5	50	1	50
11	Toilet	4	4	16	9	145
12	Ruang Kontrol	8	5	40	1	40
13	Kantor Pusat Divisi Teknik	25	15	375	1	375
14	Kantor Pusat Divisi Produksi	25	15	375	1	375
15	Kantin	15	5	75	1	75
16	Laboratorium	20	20	400	1	400
17	Area Proses Produksi	100	200	20.000	1	20.000
18	Garasi	10	6	60	1	60
19	Bengkel	10	6	60	1	60
20	Storage NH_3	10	8	80	1	80
21	Storage CO_2	10	8	80	1	80
22	Gudang Bahan Bakar	20	20	400	1	400
23	*Industrial Safety* dan Pemadam Kebakaran	15	10	150	1	150
24	Timbangan Truk	10	8	75	1	75
25	Area Utilitas	25	40	1.000	1	1.000

26	Unit Granulation	15	30	450	1	450	4.844
27	Pengolahan Air	50	60	3.000	1	3.000	32.292
28	Gudang Bioetanol	25	30	750	1	750	8.073
29	Cooling Tower	50	50	2.500	1	2.500	26.910
30	Area *Waste Water Treatment*	50	30	1.500	1	1.500	16.146
31	Area Perluasan Pabrik	100	70	7.000	1	7.000	75.347
32	Halaman dan Jalan			9.000	1	9.000	96.875
Total					**45**	**49.345**	**531.145**



Gambar 9.2.1. *Plant Lay Out* Pra Rencana Pabrik Bioetanol

Keterangan :

1. Pos Keamanan
2. Taman
3. Parkir Tamu
4. Parkir Karyawan
5. Lobi
6. *Main Office Building A* (Kantor Pusat Divisi *Marketing* dan Divisi Keuangan)
7. *Main Office Building B* (Kantor Pusat Divisi Administrasi dan Divisi *Human Resources Management*)
8. Musholla
9. Perpustakaan
10. Poliklinik
11. Toilet
12. Ruang Kontrol
13. Kantor Pusat Divisi Teknik
14. Kantor Pusat Divisi Produksi
15. Kantin
16. Laboratorium
17. Area Proses Produksi
18. Garasi
19. Bengkel
20. Storage NH_3
21. Storage CO_2
22. Gudang Bahan Bakar
23. *Industrial Safety* dan Pemadam Kebakaran
24. Timbangan Truk
25. Area Utilitas
26. Unit granulation
27. Pengolahan Air
28. Gudang Bioetanol
29. Cooling Tower
30. Area *Waste Water Treatment*

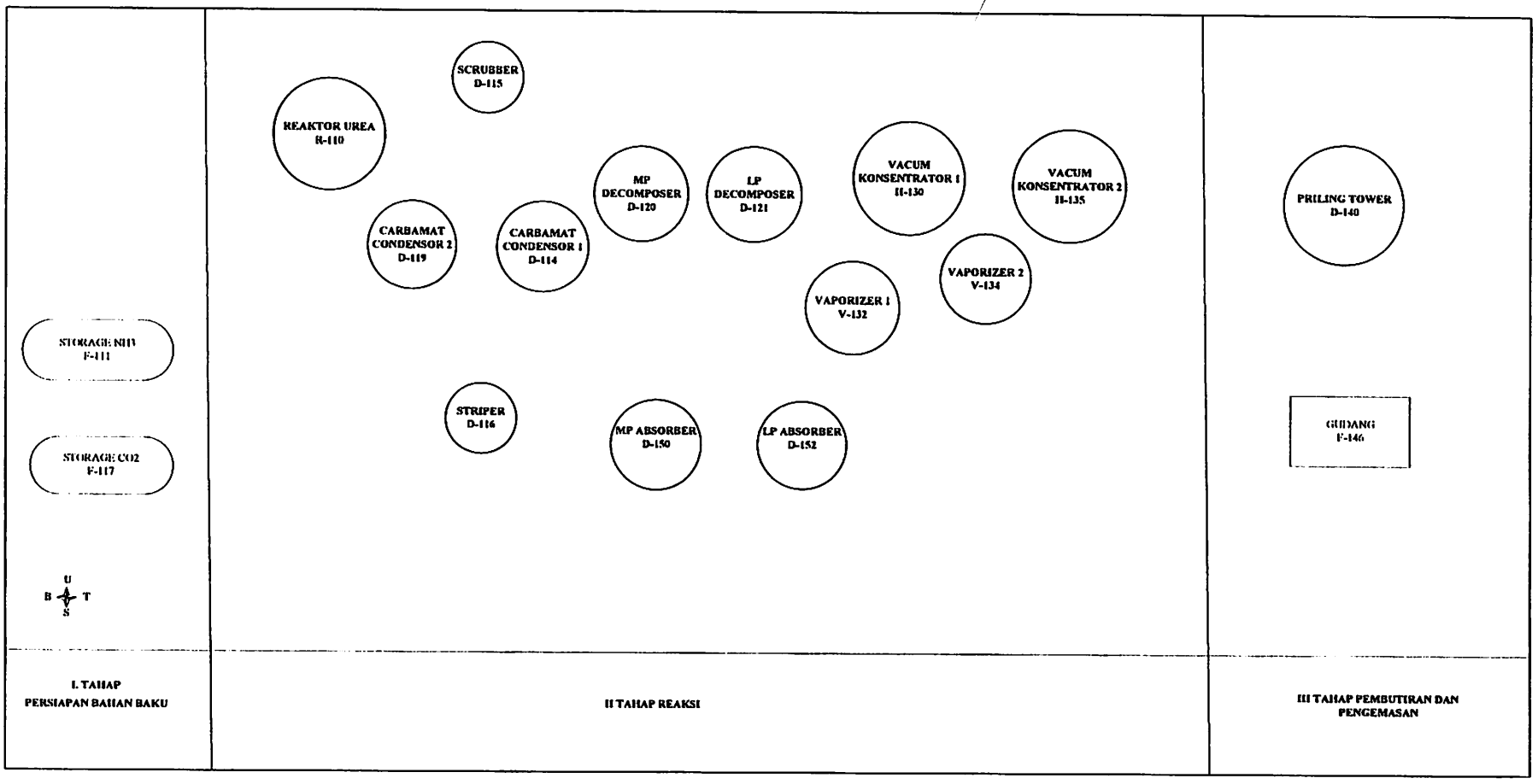
31. Area Perluasan Pabrik
32. Halaman dan Jalan

9.2.2. Tata Letak Peralatan Pabrik

Tata letak peralatan adalah cara menempatkan peralatan-peralatan did pabrik sedemikian rupa sehingga pabrik dapat bekerja secara efektif dan efi Perencanaan yang baik dalam tata letak pabrik harus mencakup arus proses, storage *material handling* yang efisien serta diharapkan adanya kombinasi yang sempu Dalam menentukan tata letak dari peralatan perlu diperhatikan beberapa faktor mempengaruhi, antara lain :

a. Pengaturan jarak antara peralatan proses yang satu dengan yang sehingga mempermudah pengontrolan peralatan.
b. Pengaturan sistem yang ada pada tempat yang tepat agar tidak mengg aktifitas kerja serta pemberian warna yang jelas pada aliran proses.
c. Peletakan alat pemadam kebakaran yang mudah dijangkau.
d. Peletakkan alat kontrol sehingga mudah diawasi oleh operator.
e. Peralatan diusahakan tersusun berurutan sehingga memudahkan pemerik dan pengawasan.
f. Ruangan harus cukup untuk peralatan.
g. Bila sekiranya ada alat yang diletakkan diatas maka dapat disusun se dengan prosesnya.

Gambar tataletak peralatan proses Pra rencana Pabrik Bioetanol dapat di pada gambar 9.2.2. berikut ini :



Gambar 9.2.2. *Equipment Lay Out* Pra Rencana Pabrik Bioetanol

BAB X
STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

Dalam menciptakan suatu pengelolaan perusahaan agar mencapai sasaran secara efektif dan hasil produksi yang tinggi, maka harus diperhitungkan elemen dasar yang diperlukan dalam suatu perusahaan sebagai alat pelaksana.

Elemen dasar itu terdiri dari :

a. Manusia (man)
b. Bahan (material)
c. Mesin (machine)
d. Metode (methode)
e. Uang (money)
f. Pasar (market)

Elemen dasar tersebut menjadi faktor utama untuk menjalankan suatu perusahaan mencapai tujuannya secara bersama-sama dalam organisasi perusahaan.

10.1. Dasar Perusahaan

Bentuk Perusahaan	: Perseroan Terbatas (PT)
Lokasi Pabrik	: Lamongan, Jawa Timur
Kapasitas Produksi	: 13000 Ton/Tahun
Status Perusahaan	: Swasta Nasional
Modal	: Penanaman Modal Dalam Negeri

10.2. Bentuk Perusahaan

Pabrik bioetanol ini direncanakan berstatus perusahaan swasta nasional yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT), bentuk ini digunakan dengan alasan :

1. Kedudukan atau wewenang antara pimpinan perusahaan dan para pemegang saham (pemilik) terpisah satu sama lain.

b. Terbatasnya tanggung jawab para pemegang saham karena segala sesuatu menyangkut kelancaran perusahaan dipegang oleh pimpinan perusahaan dan s pemegang saham hanya mungkin menderita kerugian sebesar jumlah ditanamkan pada PT yang bersangkutan.

c. Kemungkinan terhimpunnya modal yang besar dan mudah, yaitu dengan mem modal atas sejumlah saham-sahamnya. PT dapat menarik modal dari banyak or

d. Kehidupan PT lebih terjamin karena tidak berpengaruh oleh berhentinya s seorang pemegang saham, direktur atau karyawan. Ini berarti suatu PT mempu potensi hidup lebih permanen dari bentuk perusahaan lainnya.

e. Adanya efisiensi dalam perusahaan. Tiap bagian dalam PT dipegang oleh o yang ahli dalam bidangnya. Tiap orang atau tiap bagian mempunyai bagian de tugas yang jelas, sehingga ada dorongan untuk mengerjakan sebaik-baiknya.

10.3. Struktur Organisasi

Struktur organisasi yang direncanakan dalam pra desain pabrik ini adalah dan staf, yang merupakan kombinasi dari pengawasan secara langsung dan spesial pengaturan dalam perusahaan. Alasan pemakaian sistem ini adalah:

- Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi yang menerus
- Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik
- Masing-masing kepala bagian/manager secara langsung bertanggung jawab aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan
- Pimpinan tertinggi dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab ke dewan komisaris. Anggota dewan komisaris merupakan wakil-wakil dari peme saham dan dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberikan nasihat dan s kepada direktur.
- Terdapat dua komponen utama dalam organisasi garis dan staf , yaitu :

➢ Pimpinan

Tugas pimpinan secara garis besar adalah :

a. Membuat rencana kerja yang terperinci dengan koordinasi para staff.

b. Melakukan pengawasan pelaksanaan kerja dari berbagai bagian dalam pab

c. Meninjau secara teratur pelaksanaan pekerjaan di tiap–tiap bagian dan memberikan bimbingan serta petunjuk di dalam pelaksanaan pekerjaan.
d. Melaporkan kepada direksi tentang hal–hal yang terkait dengan pengelolaan pabrik.
e. Mewakili pabrik dalam perundingan dengan pihak lain.

➢ Staf (Pembantu Pimpinan)

- Suatu badan yang terdiri dari para tenaga ahli yang membantu pemimpin dan yang menjalankan kebijaksanaan perusahaan.
- Staf merupakan suatu tim yang utuh dan saling membantu dan saling membutuhkan, setiap permasalahan yang ada dipecahkan secara bersama.

Macam–macam staf antara lain :

a. Staf Koordinasi

   Biasanya disebut staf umum, yaitu kelompok staf yang membantu pimpinan dalam perencanaan dan pengawasan, juga setiap saat memberikan nasehat kepada pimpinan baik diminta maupun tidak.

b. Staf Teknik

   Biasanya disebut staf khusus, yaitu kelompok staf yang memberikan pelayanan jasa kepada komponen pelaksana untuk melancarkan tugas pabrik.

c. Staf Ahli

   Staf ini terdiri dari para ahli dalam bidang yang diperlukan oleh pabrik untuk membantu direktur dalam penelitian.

10.4. Pembagian Tugas dan Tanggung Jawab (Job Description)

10.4.1. Pemegang saham

Merupakan beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Pemegang saham adalah pemilik perusahaan dimana jumlah yang dimiliki, tergantung/terbatas sesuai dengan besarnya modal saham yang dimiliki, sedangkan kekayaan pribadi dari pemegang saham tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Pemegang saham harus menanamkan saham paling sedikit 1 (satu) tahun. Kekuasaan tertinggi terletak pada pemegang saham yang memilih direktur dan dewan komisaris dalam rapat umum pemegang saham (RUPS) serta menentukan gaji direktur tersebut.

Pada rapat umum tersebut, para pemegang saham :

a) Memilih, mengangkat dan memberhentikan pimpinan perusahaan.

b) Mengesahkan rencana kerja, rencana dan perhitungan laba rugi dalam setahun

c) Meminta pertanggungjawaban Dewan Komisaris

d) Mengadakan rapat umum sedikitnya setahun sekali

10.4.2. Dewan Komisaris

Merupakan badan kekuasaan tertinggi dalam perusahaan. Dewan komis bertindak sebagi wakil dan pemegang saham. Komisaris diangkat menurut keten yang ada dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu dalam/oleh R apabila melakukan tindakan yang bertentangan dengan anggaran dasar dari perse tersebut.

Dewan komisaris pada umumnya dipilih dalam RUPS dari kalangan pemeg saham yang mempunyai saham terbanyak dari perseroan tersebut.

Tugas dewan komisaris :

a) menentukan kebijaksanaan perusahaan.

b) Mengadakan evaluasi/pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan.

c) Memberikan nasihat kepada direktur bila direktur ingin mengadakan peruba dalam perusahaan.

d) Menyetujui atau menolak rancangan yang diajukan direktur.

10.4.3. Direktur Utama

Merupakan pimpinan eksekutif tertinggi dalam perusahaan dan dalam tugas sehari-hari dibantu oleh direktur teknik dan direktur administrasi.

Tugas dan wewenang direktur utama adalah :

- melaksanakan policy perusahaan dan mempertanggungjawabkan pada pemeg saham pada masa akhir jabatanya.
- Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan membantu kontinuitas hubun yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
- Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan r pemegang saham.
- Mengkoordinir kerjasama dengan direktur produksi, direktur keuangan dan umu

Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain :

- Bertanggung jawab pada direktur utama pada bidang produksi, teknik dan pemasaran.
- Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Tugas Direktur Keuangan dan Umum antara lain :

- bertanggung jawab kepada Direktur Utama dan bidang keuangan serta pelayanan umum.
- Mengkoordinir dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepal-kepala bagian yang menjadi bawannya.

10.4.4 Wakil Direktur Utama

Wakil direktur utama dalam kesehariannya adalah merupakan pelaksana tugas direktur utama secara langsung dilapangan dan sebagai penanggung jawab dalam pelaksanaan setiap keputusan dan kebijakan yang telah di putuskan oleh direktur utama. Adapun tugas wakil direktur utama adalah sebagai berikut :

1. Melaksanakan dan mengawasi secara langsung setiap ketetapan strategi, rumusan rencana kerja perusahaan dan cara-cara pelaksanaannya.
2. Memberikan instruksi resmi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing.
3. Mengkoordinasi kerjasama antara direktur teknik dan produksi dengan direktur administrasi dan operasional.
4. Mengangkat dan memberhentkan staff perusahaan dengan mengajukan keputusan tersebut kepada direktur utama.
5. Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan untuk selajutnya dilaporkan kepada direktur utama.
6. Mengevaluasi hasil kerja setiap departemen bersama direktur utama guna peningkatan kerja dikemudian hari.
7. Melaporkan dan mempertanggungjawabkan kepada direktur utama segala hal yang berkaitan dengan operasional perusahaan.

10.4.5. Manager

Merupakan orang yang memanager orang-orang agar mau bekerja sesuai dengan yang dikehendaki. Manager terdiri dari :

a. Plant Manager
   - Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi
   - Mengkoordinir dan megawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala biro
   - Melakukan tugas-tugas yang diberikan oleh direktur
b. Office Manager
   - Bertanggung jawab kepada Direktur Administrasi
   - Mengkoordinir dan megawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala biro.
   - Melakukan tugas-tugas yang diberikan oleh direktur

10.4.6. Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoodinir, mengatur mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan ga garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala Bagian terdiri dari :

a. Kepala Bagian Produksi

   Bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang mutu dan kelanca produksi.

   Kepala Bagian produksi membawahi :
   - Seksi Proses
     - ➢ Mengawasi jalannya proses dan produksi.
     - ➢ Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengal kerusakan, sebelum diperbaiki aleh seksi yang berwenang.
   - Seksi Pengendalian

     Mengawasi hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengura potensi bahaya yang ada.
   - Seksi Laboratorium
     - ➢ Mengawasi dan menganalisa mutu serta bahan pembuatan
     - ➢ Mengawasi dan menganalisa mutu produksi
     - ➢ Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan bagian pabrik
     - ➢ Membuat laporan berkala kepada Biro Produksi
   - Seksi Utilitas

     Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan pro kebutuhan air, uap air dan tenaga listrik

b. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala Bagian Pemasaran membawahi :

- Seksi Pembelian
  - ➢ Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan pemasaran
  - ➢ Mengetahui harga pasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang
- Seksi Pemasaran
  - ➢ Merencanakan strategi hasil produksi
  - ➢ Mengatur distribusi hasil produksi dan gudang

c. Kepala Bagian Teknik

Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dalam bidang perlatan

Kepala Bagian Teknik membawahi :

- Seksi Pemeliharaan

  Melaksanakan pemeliharaan dan memperbaiki fasilitas gedung dan peralatan proses.
- Seksi Perawatan

  Bertugas untuk erawat, memelihara gedung, taman, dan peralatan proses termasuk utilitas serta bertugas dalam memperbaiki peralatan yang rusak dan mempersiapkan suku cadangnya, agar peralatan tersebut dapat dipergunakan lagi dalam proses produksi.
- Seksi K_3

  Bertugas untuk mengatur dan mengawasi semua kegiatan yang berhubungan dengan keselamatan kerja, memberikan pelatihan keselamatan kerja.

d. Kepala Bagian Keuangan

Bertanggung jawab untuk merencanakan dan mengawasi keluar masuknya arus uang dari perusahaan. Seksi-seksi yang dibawahnya meliputi :

- Seksi Administrasi

  Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan, serta masalah perpajakan.
- Seksi Kas

Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengatur uang dan mem ramalan tentang keuangan masa depan

e. Kepala Bagian Umum

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang persor hubungan masyarakat dan keamanan.

- Seksi Personalia
  - ➢ Membiana tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang se mungkin antar pekerja dan lingkungannya supaya tidak terjadi pembor waktu dan biaya.
  - ➢ Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi untuk menciptakan kondisi l yang tenang dan dinamis
- Seksi Keamanan
  - ➢ Menjaga semua bagian pabrik dan fasilitas perusahaan
  - ➢ Mengawasi keluar masuknya orang-orang bahkan karyawan maupun bu karyawan dilingkungan perusahaan
- Seksi Humas

  Mengadakan hubungan baik dengan masyarakat sekitar perusahaan mau dengan pemerintah

10.4.7. Litbang

Research and Development terdiri atas ahli-ahli sebagai pembantu direktur bertanggung jawab kepada direktur.

Reseach and Development membawahi dua departemen :

- Departemen Pemeliharaan
- Departemen Pengembangan

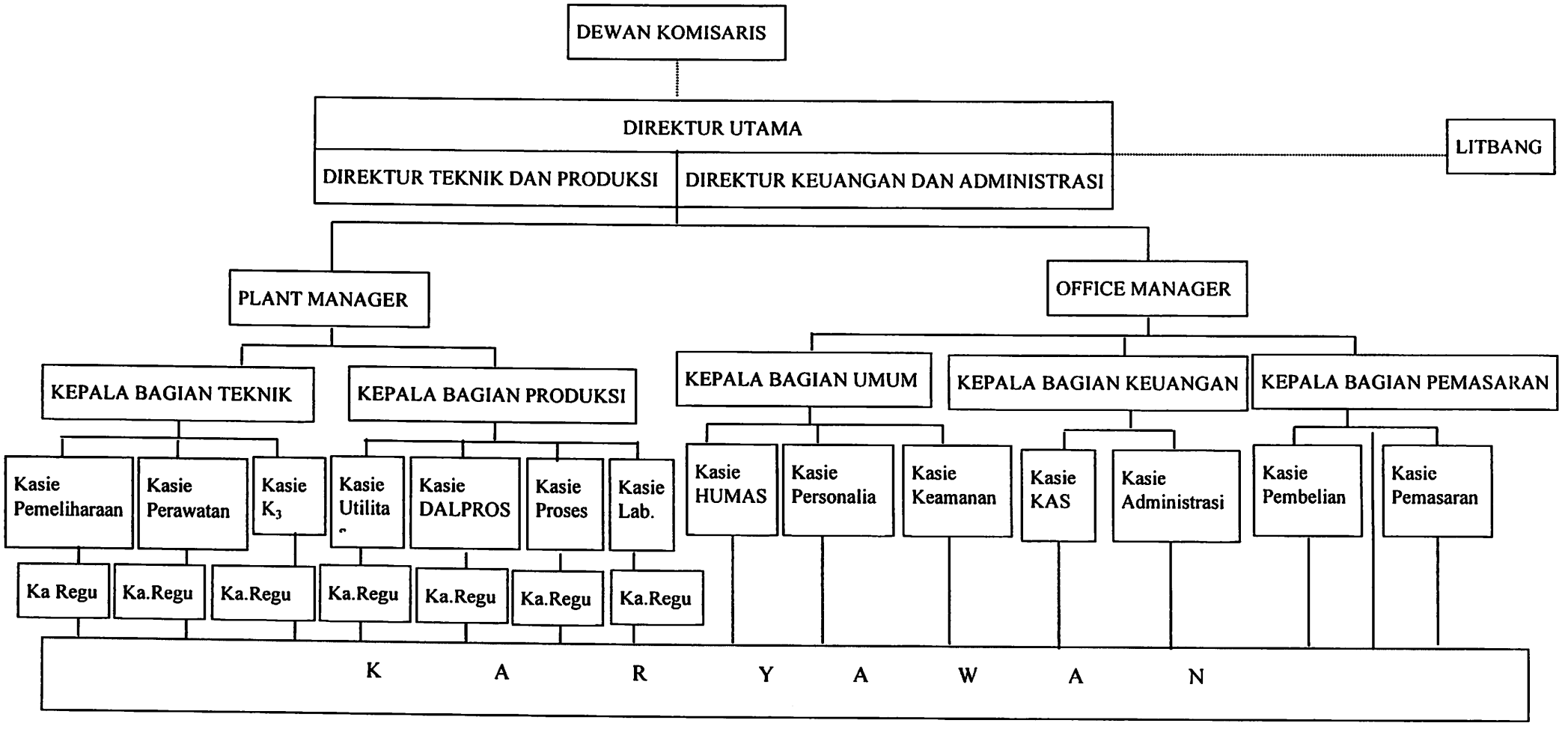
Tugas dan wewenang :

- Mempelajari mutu produk
- Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat-alat pengemb produksi
- Mengadakan penelitian pemasaran produk kesuatu tempat
- Mempertinggi efisiensi kerja

10.4.8. Kepala Regu

Kepala Regu adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yanga telah diatur para Kepala Seksi masing-masing agar diperoleh hasil yang maksimal dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap Kepala Regu bertanggung jawab terhadap kepala seksi masing-masing sesuai dengan seksinya.

Struktur organisasi pra rencana pabrik Bioetanol dapat dilihat pada Gambar 10.1



Gambar 10.1. Struktur Organisasi

10.5. Jaminan Sosial

Jaminan sosial adalah jaminan yang diterima oleh pihak karyawan jika terjadi sesuatu hal yang bukan karena kesalahannya menyebabkan dia tidak dapat melakukan pekerjaan.

Jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan adalah :

a. Tunjangan

- Tunjangan di luar gaji pokok, diberikan kepada tenaga kerja tetap berdasarkan prestasi yang telah dilakukannya dan lama pengabdiannya kepada perusahaan tersebut.
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada tenaga kerja yang bekerja di luar jam kerja yang telah ditetapkan (khusus untuk tenaga kerja shift)

b. Fasilitas

Fasilitas yang diberikan berupa seragam kerja untuk karyawan, perlengkapan keselamatan kerja (misal helm, sarung tangan, sepatu boot, kacamata pelindung dan lain-lain), antar jemput bagi karyawan, kendaraan dinas, tempat tinggal dan lain-lain.

c. Pengobatan

Untuk pengobatan dan perawatan pertama dapat dilakukan di poliklinik perusahaan dan diberikan secara cuma-cuma kepada karyawan yang membutuhkan dengan ketentuan sebagai berikut :

- Untuk pengobatan dan perawatan yang dilakukan pada rumah sakit yang telah ditunjuk akan diberikan secara cuma-cuma.
- Karyawan yang mengalami kecelakaan atau terganggu kesehatannya dalam menjalankan tugas perusahaan, akan mendapat penggantian ongkos pengobatan penuh.

d. Insentive atau bonus

Insentive diberikan dengan tujuan untuk meningkatkan produktivitas dan merangsang gairah kerja karyawan. Besarnya insentive ini dibagi menurut golongan dan jabatan. Pemberian insentive untuk golongan operatif (golongan kepala seksi ke bawah) diberikan setiap bulan sedangkan untuk golongan di atasnya diberikan pada akhir tahun produksi dengan melihat besarnya keuntungan dan target yang dicapai.

e. Cuti

- Cuti tahunan selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permoho satu minggu sebelumnya untuk dipertimbangkan ijinnya.
- Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total berdasarkan s keterangan dokter.
- Cuti hamil selama 3 bulan bagi tenaga kerja wanita.
- Cuti untuk keperluan dinas atas perintah atasan berdasarkan kondisi tert perusahaan.

10.6. Jadwal dan Jam Kerja

Pabrik Bioetanol ini direncanakan akan beroperasi selama 330 hari dalam seta dan 24 jam per hari, sisa harinya digunakan untuk pembersihan serta perbaikan perawatan peralatan proses produksi, atau yang dikenal dengan istilah shut down.

a. Untuk pegawai non shift

Bekerja selama 6 hari dalam seminggu (total kerja 40 jam per minggu) sedang hari minggu dan hari besar libur. Pegawai non shift ini termasuk karyawan y tidak langsung menangani operasi pabrik, misalnya : direktur, kepala departen kepala divisi, karyawan kantor/administrasi dan divisi-divisi di bawah tangg jawab non teknik atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak konti

Ketentuan jam kerja adalah sebagai berikut :

- Senin – Kamis : 08.00 – 16.00 (Istirahat : 12.00 – 13.00)
- Jum'at : 08.00 – 16.00 (Istirahat : 11.00 – 13.00)
- Sabtu : 08.00 – 13.00

b. Untuk pegawai shift

Sehari bekerja 24 jam, yang terbagi dalam 3 shift. Karyawan shift ini terma karyawan yang secara langsung menangani proses operasi pabrik, misalnya : ke shift, operator, karyawan-karyawan shift, gudang serta keamanan dan keselam kerja. Ketentuan jam kerja pegawai shift sebagai berikut :

Shift I : 07.00 – 15.00

Shift II : 15.00 – 23.00

Shift III : 23.00 – 07.00

Jadwal kerja dibagi dalam empat minggu dan empat kelompok (regu). Setiap kelompok kerja akan mendapatkan libur satu kali dari tiga kali shift. Jadwal kerja karyawan shift dapat dilihat pada tabel 10.1.

Tabel 10.1. Jadwal Kerja Karyawan Pabrik

REGU	HARI											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
I	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
II	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
III	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
IV	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P

Karena kemajuan suatu pabrik atau perusahaan tergantung pada kedisiplinan karyawannya, maka salah satu cara untuk menciptakan kedisiplinan adalah dengan memberlakukan absensi. Dari mulai direktur utama sampai karyawan kebersihan diberlakukan absensi setiap jam kerjanya yang nantinya dapat menjadi pertimbangan perusahaan dalam meningkatkan karier karyawannya.

10.7. Penggolongan dan Tingkat Pendidikan Karyawan

Penggolongan dan tingkat pendidikan karyawan berdasarkan tingkat kedudukan dalam struktur organisasi Pra Rencana Pabrik Bioetanol (gambar 10.1) yaitu sebagai berikut

1. Direktur Utama : Sarjana Strata 2 Teknik Kimia.
2. Direktur Teknik dan Produksi
3. Direktur Keuangan dan Administrasi
4. Manager
   a. Plant Manager : Sarjana Teknik Kimia Strata 2.
   b. Office Manager : Sarjana Ilmu Administrasi (FIA) Strata 2.
5. Penelitian & Pengembangan : Sarjana Kimia (MIPA), T. Kimia, Ekonomi
6. Kepala Bagian
   a. Bagian Produksi : Sarjana Teknik Kimia
   b. Bagian Teknik : Sarjana Teknik Mesin
   c. Bagian Keuangan : Sarjana Ekonomi
   d. Bagian Umum : Sarjana Psikologi Industri

e. Bagian Pemasaran : Sarjana Ekonomi

7. Kepala Seksi
   a. Seksi Proses : Sarjana Teknik Kimia
   b. Seksi Gudang : Sarjana Teknik Kimia
   c. Seksi Utilitas : Sarjana Teknik Mesin, Teknik Elektro
   d. Seksi Bengkel dan Perawatan : Sarjana Teknik Mesin
   e. Seksi QC. dan Laboratorium : Sarjana Teknik Kimia, Kimia (MIPA)
   f. Seksi Pembelian : Sarjana Ekonomi
   g. Seksi Pemasaran : Sarjana Ekonomi
   h. Seksi Humas : Sarjana Psikologi dan Hukum
   i. Seksi Administrasi : Sarjana Ilmu Administrasi (FIA)
   j. Seksi Keamanan : Diploma / SMU / SMK
   k. Seksi Pengendalian : Sarjana Teknik Mesin, Teknik elektro
   l. Seksi K_3 : Diploma / SMU / SMK
   m. Dokter : Sarjana Kedokteran
8. Karyawan : Sarjana / Diploma / SMU / SMK / SLTP.

10.8. Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Perhitungan jumlah tenaga operasional didasarkan pada pembagian proses y dilakukan. Pada pra rencana pabrik Bioetanol ini, proses yang dilakukan terbagi da beberapa tahapan proses, antara lain :

1. Proses Penyiapan Bahan Baku
2. Proses Reaksi
3. Proses Pemisahan
4. Proses Pemurnian
5. Proses Penanganan Produk
6. Proses Penyediaan Utilitas (Steam, Air, Nitrogen Cair, Listrik)

Sehingga proses keseluruhan yang membutuhkan tenaga operasional adala tahap. Berdasarkan *Vilbrant & Dryen*, *figure* 6.35, *page*. 235, diperoleh jun karyawan yang dibutuhkan untuk kapasitas produksi 13000 KL/tahun dan berope 330 hari/tahun adalah :

Jumlah karyawan = 22 orang-jam/hari/tahapan

Karena jumlah tahapan proses keseluruhan terbagi dalam 6 tahap, maka:

Karyawan proses = 22 orang-jam/hari/tahapan × 6 tahap

= 132 orang-jam/hari

Direncanakan kegiatan produksi dalam satu hari dilaksanakan dalam 3 *shift* kerja dan masing-masing *shift* adalah 8 jam/hari, maka:

Karyawan proses = 360 orang-jam/hari : 3 shift/hari

= 120 orang-jam/hari/*shift*

Karena setiap karyawan *shift* bekerja selama 8 jam/hari, maka :

Karyawan proses = 120 orang-jam/hari : 8 jam/hari

= 15 orang-hari/shift

Karena karyawan *shift* terdiri atas 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu libur, maka :

Jumlah karyawan proses keseluruhan = 15 orang hari/shift × 4 regu = 60 orang setiap hari (untuk 4 regu). Sedangkan perincian kebutuhan tenaga kerja yang diperlukan pada pabrik Bioetanol ini dapat dilihat pada tabel berikut ini :

Tabel 10.8.1. Perincian Kebutuhan Tenaga Kerja.

No.	**Jabatan**	**Jumlah karyawan**
1.	Dewan Komisaris	3
2.	Direktur utama	1
3.	Dewan Direksi	5
4	Manager	9
5	Supervisor	10
6	Mandor	12
7	Karyawan - Karyawan	
	a. Lulusan S-1	25
	b.Lulusan D-3	30
	c.Lulusan SMU	35
	d.Lulusan SMP	15

8	Dokter	5
9	Sekretaris	6
10	Perawat	6
11	Security	4
	Total	166

10.9.Status Karyawan dan Sistem Upah

Pabrik Bioetanol ini mempunyai sistem pembagian gaji yang berbeda-b kepada karyawan, dimana pembagian gaji disesuaikan kriteria sebagai berikut:

1. Status kepegawaian dari karyawan yang bersangkutan
2. Tingkat pendidikan.
3. Pengalaman kerja.
4. Tanggung jawab.
5. Kedudukan
6. Keahlian.
7. Pengabdian pada perusahaan (lamanya bekerja).

Berdasarkan kriteria di atas, karyawan akan menerima gaji sesuai dengan st kepegawaiannya. Status kepegawaiannya dibagi menjadi 3 bagian, yaitu:

1. **Karyawan regular (Karyawan Tetap)**

   Karyawan reguler adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan der surat keputusan (SK) dari dewan direksi dan mendapat gaji bula berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerjanya.

2. **Karyawan harian**

   Karyawan harian adalah pekerja yang diangkat dan diberhentikan manajer pabrik berdasarkan nota persetujuan manager pabrik atas penga kepala yang membawahinya dan menerima upah harian yang dibaya setiap akhir pekan.

3. **Karyawan borongan**

   Karyawan borongan adalah pekerja yang dipergunakan oleh pabrik diperlukan saja, misalnya bongkar muat barang dan lain-lain. Pekerja

menerima upah borongan untuk pekerjaan tersebut dan dibayarkan setelah pekerjaannya selesai.

Adapun besaran upah (gaji) karyawan yang didasarkan pada pertimbangan seperti yang telah diutarakan diatas adalah sebagai berikut :

Tabel 10.9.1. Daftar Upah (Gaji) Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp/Orang)	Total
1	Dewan Komisaris	5	Rp 5.480.000	Rp 27.400.000
2	Direktur Utama	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
3	Direktur Produksi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
4	Direktur Administrasi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
5	Sekretaris Direktur	3	Rp 3.000.000	Rp 9.000.000
6	Plant Manager	1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000
7	Office Manager	1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000
8	Litbang	4	Rp 3.000.000	Rp 12.000.000
9	Kepala Bagian Teknik	1	Rp 4.000.000	Rp 4.000.000
10	Kepala Bagian Produksi	1	Rp 4.000.000	Rp 4.000.000
11	Kepala Bagian Umum	1	Rp 4.000.000	Rp 4.000.000
12	Kepala Bagian Keuangan	1	Rp 4.000.000	Rp 4.000.000
13	Kepala Bagian Pemasaran	1	Rp 4.000.000	Rp 4.000.000
14	Kepala Seksi Perawatan	1	Rp 3.000.000	Rp 3.000.000
15	Kepala Seksi Utilitas	1	Rp 3.000.000	Rp 3.000.000
16	Kepala Seksi K_3	1	Rp 3.000.000	Rp 3.000.000
17	Kepala Seksi Proses	1	Rp 3.000.000	Rp 3.000.000
18	Kepala Seksi Gudang	1	Rp 3.000.000	Rp 3.000.000
19	Kepala Seksi QC dan Lab	1	Rp 3.000.000	Rp 3.000.000
20	Kepala Seksi Humas	1	Rp 3.000.000	Rp 3.000.000
21	Kepala Seksi Personalia	1	Rp 3.000.000	Rp 3.000.000
22	Kepala Seksi Pengendalian	1	Rp 3.000.000	Rp 3.000.000
23	Kepala Seksi Keamanan	1	Rp 3.000.000	Rp 3.000.000
24	Kepala Seksi Kas	1	Rp 3.000.000	Rp 3.000.000
25	Kepala Seksi Pembelian	1	Rp 3.000.000	Rp 3.000.000
26	Karyawan Administrasi	5	Rp 1.800.000	Rp 9.000.000
27	Karyawan Proses	140	Rp 1.300.000	Rp 182.000.000

28	Karyawan Personalia	4	Rp 1.800.000	Rp
29	Karyawan Humas	4	Rp 1.800.000	Rp
30	Karyawan Keamanan	12	Rp 1.800.000	Rp
31	Karyawan Pemasaran	5	Rp 1.800.000	Rp
32	Karyawan Keuangan	4	Rp 1.800.000	Rp
33	Karayawan Pembelian	3	Rp 1.800.000	Rp
34	Karyawan Perpustakaan	2	Rp 1.300.000	Rp
35	Karyawan Pengendalian	6	Rp 1.800.000	Rp
36	Karyawan Laboratorium	20	Rp 1.800.000	Rp
37	Karyawan Kebersihan	4	Rp 1.000.000	Rp
38	Dokter	1	Rp 3.000.000	Rp
39	Perawat	2	Rp 1.500.000	Rp
40	Karyawan Parkir	3	Rp 1.000.000	Rp
41	Sopir	1	Rp 1.000.000	Rp
Jumlah		**250**		**Rp 4**

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Perencanaan pendirian suatu pabrik memerlukan beberapa pertimbangan dalam berbagai aspek, salah satu aspek dalam perencanaan suatu pabrik perlu ditinjau dari faktor-faktor ekonomi yang menentukan apakah pabrik tersebut layak atau tidak untuk didirikan. Beberapa faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung rugi dalam mendirikan pabrik adalah sebagai berikut :

- Laju pengembalian modal / *Return Of Invesment* (ROI)
- Lama pengembalian modal / *Pay Out Time* (POT)
- Titik impas / *Break Event Point* (BEP)
- *Net Present Value* (NPV)
- *Internal Rate of Return* (IRR)

Sedangkan untuk menghitung faktor-faktor di atas perlu diadakan penaksiran yang menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses produksi, adapun penjelasan serta perhitungan untuk faktor-faktor tersebut antara lain menyangkut :

11.1. Faktor-faktor Penentu

A. Modal Investasi Total / *Total Capital Investment* (TCI)

Yaitu modal atau biaya yang dibutuhkan untuk mendirikan suatu pabrik mulai dari awal hingga pabrik siap untuk beroperasi, dimana TCI terdiri dari:

1. *Fixed Capital Investment (FCI)*

   Merupakan modal tetap yang dibutuhkan suatu industri yang akan didirikan, adapun yang termasuk *Fixed Capital Invesment (FCI)* antara lain :

   a. Biaya langsung *(Direct cost),* meliputi :
      - Pembelian alat
      - Instrumentasi dan alat kontrol
      - Instalasi
      - Listrik terpasang
      - Harga tanah
      - Harga bangunan

b. Biaya tak langsung *(Indirect cost)*

- Teknik dan supervisi
- Biaya konstruksi

2. *Working Capital Investment (WCI)*

Modal kerja yaitu modal yang digunakan untuk menjalankan pabrik ; berhubungan dengan laju produksi dan besarnya kapasitas dalam beberapa w tertentu. Modal kerja terdiri dari :

a. Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
b. Pengemasan produk dalam waktu tertentu
c. Utilitas dalam waktu tertentu
d. Gaji dalam waktu tertentu
e. Uang tunai
f. Patent and royalty
g. Pemeliharaan
h. Laboratorium

Sehingga :

Total Capital Invesment (TCI) = Modal tetap (FCI) + Modal kerja (WCI)

B. Biaya produksi / *Total Production Cost* (*TPC*)

Biaya produksi total adalah biaya yang digunakan untuk operasi pabrik atau b yang dikeluarkan untuk mengeluarkan satu-satuan produk dalam waktu tertentu. B produksi terdiri dari :

a. Biaya pembuatan *(Manufacturing Cost)*, terdiri dari :
   - Biaya produksi langsung / *Direct Production Cost* (DPC)
   - Biaya tetap / *Fixed Charges* (FC)
   - Biaya *overhead* pabrik / *Plant Overhead Cost*
b. Biaya umum *(General Expenses)*, terdiri dari :
   - Biaya administrasi
   - Biaya distribusi
   - Litbang
   - Bunga

Sehingga :

Total Production Cost(TPC) = *Manufacturing Cost* (MC) + *General Expenses*(GE)

Adapun biaya produksi total terbagi menjadi :

a. Biaya variabel (*Variable Cost = VC*)

Biaya variabel yaitu, segala biaya yang pengeluarannya berbanding lurus dengan laju produksi atau biaya yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara langsung. Biaya variabel terdiri :

- Biaya bahan baku
- Biaya utilitas
- Biaya pengemasan

b. Biaya semi variabel (*Semi Variable Cost = SVC*)

Biaya semi variabel yaitu, biaya pengeluaran yang tidak berbanding lurus dengan laju produksi atau yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara tidak langsung. Biaya semi variabel terdiri dari :

- Biaya Umum (GE)
- *Plant overhead*
- Penyediaan operasi
- Perawatan dan pemeliharaan
- Gaji karyawan
- Biaya laboratorium
- Supervisi

c. Biaya tetap (*Fixed Cost = FC*)

Biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan secara tetap, tidak tergantung pada kapasitas pabrik. Biaya tetap terdiri dari :

- Asuransi
- Depresiasi
- Pajak
- Bunga bank

11.2. Penafsiran Harga Alat

Harga suatu alat setiap saat akan berubah, tergantung pada perubahan kondisi ekonomi. Oleh karena itu, digunakan beberapa cara konversi harga alat terhadap harga

alat pada beberapa tahun yang lalu, sehingga diperoleh harga yang ekivalen dei harga sekarang.

Harga alat pada Pra Rencana Pabrik Urea ini didasarkan pada data harga alat y terdapat pada literatur Peters and Klaus D. Timmerhaus, Gael D. Ulrich www.matche.com. Untuk menaksir harga alat pada tahun 2015, maka diguna persamaan sebagai berikut :

$$\text{Harga alat sekarang} = \frac{\text{Nilai indeks tahun terhitung}}{\text{Nilai indeks original}} \times \text{Harga alat original}$$

atau $$C_X = C_K \times \frac{I_X}{I_K}$$

(Peters and Klaus D. Timmerhaus, edisi 4. hal.

Dimana :

C_X = Taksiran harga alat pada tahun 2015

C_K = Taksiran harga alat pada tahun basis (2007)

I_X = Indeks harga pada tahun 2015

I_K = Indeks harga pada tahun basis (2007)

Untuk menaksir harga alat yang sama dengan kapasitas berbeda diguna persamaan :

$$V_A = V_B \left(\frac{C_A}{C_B}\right)^n$$

(Peters and Klaus D. Timmerhaus, edisi 4, hal.

Dimana :

V_A = Harga alat A

V_B = Harga alat B

C_A = Kapasitas alat A

C_B = Kapasitas alat B

n = eksponen harga alat (Peters and Klaus D. Timmerhaus, edisi 4, hal. 170)

11.3. Penentuan *Total Capital Invesment (TCI)*

A. Biaya langsung (*Direct Cost* / DC)

Harga Peralatan	E	Rp	607.930.910.861,45
Instrumentasi dan kontrol	13% E	Rp	79.031.018.411,99

Instalasi	40% E	Rp	243.172.364.344,58
Listrik terpasang	5% E	Rp	30.396.545.543,07
Harga tanah		Rp	14.803.500.000,00
Harga bangunan		Rp	24.446.250.000,00
Total Direct Cost (DC)		**Rp**	**999.780.589.161,09**

B. Biaya Tak langsung (*Indirect Cost* / IC)

Engineering dan supervisi	33% E	Rp	200.617.200.584,28
Biaya Konstruksi	41% E	Rp	249.251.673.453,20
Total Indirect Cost (IC)		**Rp**	**449.868.874.037,47**

C. *Total Plant Cost* (TPC)

Total Plant Cost	DC + IC	Rp	1.449.649.463.199
Biaya tak terduga	1% TPC	Rp	14.496.494.632
Biaya kontraktor	5% TPC	Rp	72.482.473.159,93
Total FCI		**Rp**	**1.536.628.430.990,48**

D. Modal Kerja (*Working Capital Investment / WCI*)

WCI = 15% × TCI

TCI = FCI + WCI

= Rp. 1.536.628.430.990,48 + (15% × TCI)

= Rp. **1.807.798.154.106,45**

Modal yang digunakan terdiri atas :

a. Modal sendiri (60% FCI) = Rp. 921.977.058.594,29

b. Modal Pinjaman Bank (40% FCI) = Rp. 614.651.372.396,19

Penentuan *Total Production Cost (TPC)*

A. Manufacturing Cost (MC)

1. Biaya produksi langsung (DPC)

Bahan baku (1 tahun)		Rp	475.005.960.000,00
Tenaga kerja	TK	Rp	5.788.800.000,00
Biaya utilitas		Rp	17.349.845.236,97
Maintenance dan perbaikan	4% FCI	Rp	61.465.137.239,62
Penyediaan bahan	1% FCI	Rp	7.683.142.154,95
Biaya laboratorium	10% TK	Rp	578.880.000,00
Biaya Supervisi	10% TK	Rp	578.880.000,00
Produk dan Royalti	1% TPC	Rp	13.552.934.610,29
Total Biaya Produksi Langsung		**Rp**	**582.003.579.241,83**

2. Biaya produksi tetap (FC)

Depreasi alat	10% FCI	Rp	153.662.843.099,05
Pajak	3% FCI	Rp	46.098.852.929,71
Asuransi	1% FCI	Rp	7.683.142.154,95
Bunga	12.5% MPB	Rp	76.831.421.549,52
Depresiasi bagunan	2% Bgnan	Rp	488.925.000,00
Total Fixed Charge (FC)		**Rp**	**284.765.184.733,24**

B. Biaya Overhead Pabrik

Biaya overhead pabrik = Rp. **144.964.946.319,86**

C. General Expenses (GE)

Biaya administrasi	2,5% TK	Rp	144.720.000,00
Biaya distribusi & pemasaran	10% TPC	Rp	135.529.346.102,91
Biaya R & D	2% TPC	Rp	27.105.869.220,58

Bunga	10% TCI	Rp 180.779.815.410,65
Total Biaya Pengeluaran Umum		**Rp 343.559.750.734,13**

D. Biaya Produksi Total **(TPC)**

TPC = Manufacturing Cost + Biaya Pengeluaran Umum

= Rp. 1.011.733.710.294,93 + Rp. 343.559.750.734,13

= Rp. **1.355.293.461.029,06**

11.5. Penentuan Harga Jual Produk

Laba perusahaan yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk.

Total penjualan per tahun = Rp. 2.100.000.672.000,00

Laba kotor = Harga jual – Biaya Produksi

= Rp. 2.100.000.672.000 – Rp. 1.355.293.461.029,06

= Rp. 744.707.210.970,9400

Pajak penghasilan = 30 % x Laba kotor

= 30 % x Rp. 744.707.210.970,9400

= Rp. 223.412.163.291,28

Laba bersih = Laba kotor x (1 - % pajak)

= Rp. 744.707.210.970,9400 x (1 – 30%)

= Rp. 521.295.047.679,66

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_A) :

C_A = Laba bersih + Depresiasi alat

= Rp. 521.295.047.679,66 + Rp. 153.662.843.099,05

= Rp. 674.957.890.778,71

11.6. Menghitung Penilaian Investasi

A. Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time* / POT)

Waktu Pengembalian Modal / *Pay Out Time* (POT) adalah masa tahunan pengemb modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan atau waktu diperlukan untuk mengembalikan modal investasi.

$$POT = \frac{FCI}{\text{cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun}$$

$$= \frac{1.536.628.\ 430.990,48}{674.957.89\ \ 0.778,71} \times 1 \text{ tahun}$$

$$= 2,28 \text{ tahun}$$

B. Laju Pengembalian Modal (*Rate of Investment* / ROI)

Laju pengembalian modal / *Rate of Investment* (ROI) adalah pernyataan umum digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembal modal.

ROI sebelum pajak:

$$ROI_{BT} = \frac{\text{Laba kotor}}{FCI} x100\%$$

$$= \frac{744.707.21\ \ 0.970,9400}{1.536.628.\ 430.990,48} \times 100\%$$

$$= 48,46\%$$

ROI setelah pajak:

$$ROI_{AT} = \frac{\text{Laba bersih}}{FCI} x100\%$$

$$= \frac{521.295.04\ \ 7.679,66}{1.536.628.\ 430.990,48} \times 100\%$$

$$= 33,9\%$$

(Vilbrant and Drydent, hal 254)

C. Titik Impas / *Break Event Point* (BEP)

BEP adalah titik dimana jika kapasitas pabrik berada pada titik tersebut, maka pabri tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

SVC (biaya semi variabel) :

Biaya Umum (GE)	Rp. 343.559.750.734,13

Biaya overhead	Rp. 144.964.946.319,86
Penyediaan operasi	Rp. 135.529.346.102,91
Biaya laboratorium	Rp. 27.105.869.220,58
Gaji karyawan langsung	Rp. 5.788.800.000,00
Supervisi	Rp. 578.880.000,00
Perawatan dan Pemeliharaan	Rp. 61.465.137.239,62
Total Biaya Semi Variabe (SVC)	**Rp. 718.992.729.617,10**

VC (biaya produksi) :

Bahan baku 1 tahun	Rp. 475.005.960.000,00
Biaya utilitas 1 tahun	Rp. 17.349.845.236,97
Biaya pengemasan 1 tahun	Rp. 4.500.001.440,00
Total Biaya Variabe (VC)	**Rp. 496.855.806.676,97**

FC (biaya produksi tetap) = Rp. 284.765.184.733,24

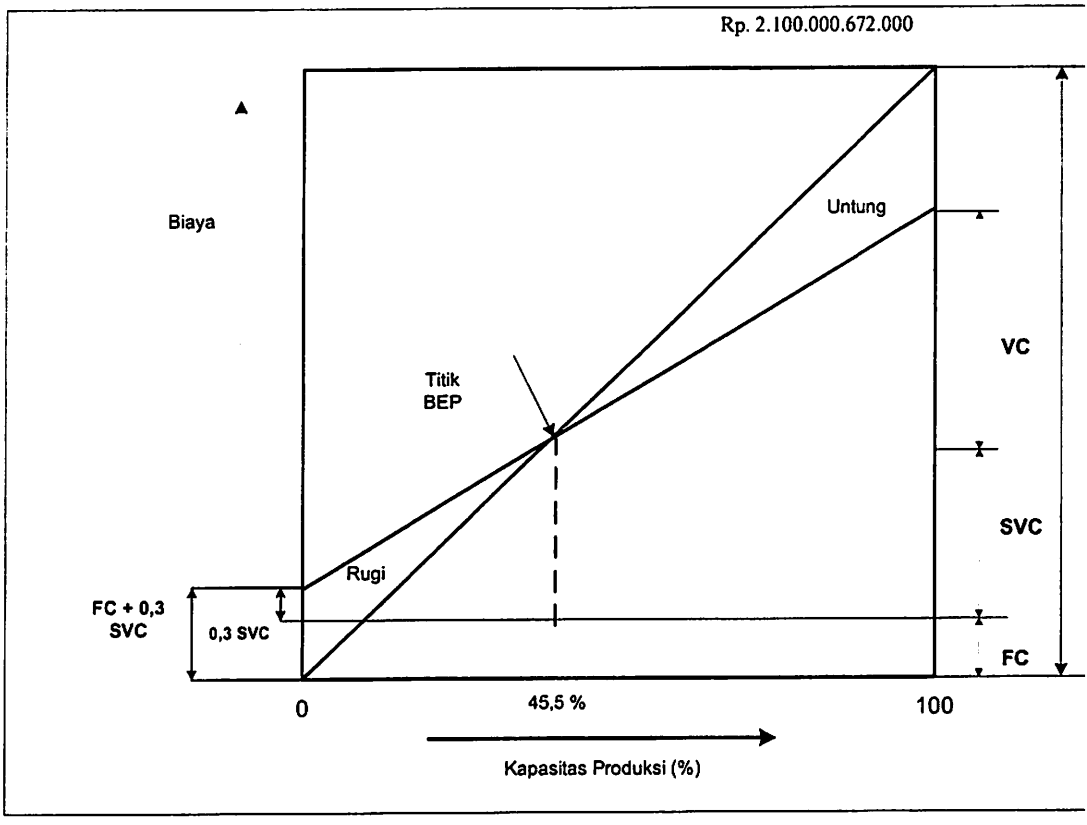
S (harga jual) = Rp. 2.100.000.672.000,00

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + (0{,}3\ \text{SVC})}{\text{S} - 0{,}7\ \text{SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

$$= 45{,}5\ \%$$

Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi = 45,5 % × 300.000 ton/tahun

= 136.508,53 ton/tahun



Gambar 11.1. ***Break Event Point*** **Pra Rencana Pabrik Urea**

Untuk produksi tahun I kapasitas pabrik 65% dari kapasitas sesungguhnya, sehi

keuntungannya adalah :

$$\frac{P_{Bi}}{P_B} = \frac{(100 - BEP) - (100 - \%kapasitas)}{(100 - BEP)}$$

Dimana :

P_{Bi} = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

P_B = keuntungan pada kapasitas 100%

%Kapasitas = % kapasitas yang tercapai

$$\frac{P_{Bi}}{521.295.04\ 7.679,66} = \frac{(100 - 45,52) - (100 - 65)}{(100 - 45,52)}$$

P_{Bi} = Rp. 186.500.943.877,43

Sehingga *cash flow* setelah pajak untuk tahun pertama adalah :

C_A = Laba bersih tahun pertama + depresiasi

= Rp. 186.500.943.877,43 + Rp. 153.662.843.099,05

= Rp. 340.163.786.976,47

D. *Shut Down Point* (SDP)

Shut down point adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik yang masih boleh beroperasi.

$$SDP = \frac{0{,}3\ SVC}{S - 0{,}7\ SVC - VC} \times 100\%$$

$$= 19{,}61\%$$

Titik *shut down point* terjadi pada kapasitas :

= 19,61% × 300.000 ton/tahun

= 58.834,7032 ton/tahun.

E. *Net Present Value* (NPV)

Metode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih dengan nilai investasi sekarang.

Langkah-langkah menghitung NPV :

Menghitung C_{Ao} (tahun ke – 0) untuk masa konstruksi 2 tahun

C_{A-2} = 40 % × FCI × $(1 + i)^2$

= 40 % × Rp. 1.536.628.430.990,48 × $(1+ 0.125)^2$

= Rp. 777.918.143.188,93

C_{A-1} = 60 % × FCI × $(1 + i)^1$

= 60 % × Rp. 1.536.628.430.990,48 × $(1+ 0{,}125)^1$

= Rp. 1.037.224.190.918,57

C_{A0} = - (C_{A-1} + C_{A-2})

= - (Rp. 1.037.224.190.918,57 + Rp. 777.918.143.188,93)

= Rp-1.815.142.334.107,51

Menghitung NPV tiap tahun :

NPV = C_A . F_d

Dimana :

F_d = faktor diskon = $1 / (1 + i)^n$

i = tingkat bunga

C_A = *cash flow* setelah pajak

n = tahun ke-n

Tabel 11.1. *Cash flow* untuk NPV selama 10 tahun

Tahun ke-	Cash Flow (C_A) (Rp.)	Fd i = 12,50%	NPV (Rp.)
0	-1.815.142.334.107,51	1	- 1.815.142.334.107,51
1	340.163.786.976,47	0,8889	302.367.810.645,75
2	531.474.703.434,89	0,7901	419.930.629.874,48
3	674.957.890.778,71	0,7023	474.044.499.422,08
4	674.957.890.778,71	0,6243	421.372.888.375,18
5	674.957.890.778,71	0,5549	374.553.678.555,72
6	674.957.890.778,71	0,4933	332.936.603.160,64
7	674.957.890.778,71	0,4385	295.943.647.253,90
8	674.957.890.778,71	0,3897	263.061.019.781,25
9	674.957.890.778,71	0,3464	233.832.017.583,33
10	674.957.890.778,71	0,3079	207.850.682.296,29
WCI			271.169.723.115,97
Total			1.781.920.865.957,09

Karena harga NPV = (+) maka pra rencana pabrik urea layak untuk didirikan.

F. *Internal Rate Of Return* (IRR)

Metode ini menghitung tingkat bunga yang menyamakan nilai sekarang inve dengan nilai sekarang penerimaan kas bersih yang akan datang.

Tabel 11.2. *Cash Flow* untuk IRR

Tahun ke-	Cash Flow (C_A) (Rp.)	NPV i = 12,50%	NPV i = 13,10%
0	-1.815.142.334.107,51	-1.815.142.334.107,51	1.815.142.334.107,51
1	340.163.786.976,47	302.367.810.645,75	300.769.077.212,63
2	531.474.703.434,89	419.930.629.874,48	415.501.704.215,49
3	674.957.890.778,71	474.044.499.422,08	466.564.827.228,88

4	674.957.890.778,71	421.372.888.375,18	412.531.486.060,88
5	674.957.890.778,71	374.553.678.555,72	364.755.800.394,09
6	674.957.890.778,71	332.936.603.160,64	322.513.064.860,93
7	674.957.890.778,71	295.943.647.253,90	285.162.502.950,23
8	674.957.890.778,71	263.061.019.781,25	252.137.547.122,02
9	674.957.890.778,71	233.832.017.583,33	222.937.244.592,10
10	674.957.890.778,71	207.850.682.296,29	197.118.658.421,24
WCI		271.169.723.115,97	271.169.723.115,97
Total		1.781.920.865.957,09	1.696.019.302.066,95

$$IRR = i_1 + \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} \times (i_2 - i_1)$$

$$= 12,5\ \% + \frac{1.780.267.\ 394.322,92}{1.780.267.\ 394.322,92 + 1.694.406.\ 421.988,31} \times (13,10\ \% - 12.50\%)$$

$$= 24,90\ \%$$

Karena harga IRR lebih besar dari bunga bank (12,50%), maka pra rencana pabrik urea layak untuk didirikan.

BAB XII

KESIMPULAN

Bahan baku yang digunakan untuk proses produksi bioetanol ini adalah jerami padi, karena selama ini belum dimanfaatkan secara maksimal oleh penduduk. Sedangkan proses yang digunakan untuk memproduksi bioetanol ini adalah proses hidrolisis dan fermentasi. Pra Rencana Pabrik Bioetanol dari jerami padi ini menghasilkan produk utama yaitu Bioetanol dengan kemurnian 99,97%. Selain itu dihasilkan juga produk samping berupa CO2 yang masih bernilai ekonomis. Bioetanol digunakan untuk campuran bensin guna memenuhi bahan bakar dari kilang yang semakin sedikit persediaannya. Hasil rancangan pabrik etil alkohol (Bioetanol) ini direncanakan berdiri dan mulai beroperasi pada tahun 2015 di Lamongan 13.000 kL/tahun. Mode Operasi yang diterapkan pada pabrik ini adalah sistem semi batch dengan waktu operasi 330 hari pertahun dan 24 jam perhari dengan menggunakan 8 fermentor. Struktur organisasi yang digunakan adalah tipe garis dan staff dengan bentuk Perseroan Terbatas (PT). Pabrik ini mampu menyerap 163 orang tenaga kerja. Ditinjau dari segi ekonomi, pabrik Bioetanol yang direncanakan berumur 10 tahun ini layak didirikan dengan penilaian investasi sebagai berikuti :

Total Capital Invesment (TCI)	= Rp 3.150.322.899.07,92
Break Event Point (BEP)	= 36,68 %
Pay Out Time (POT)	= 1,95 tahun
Internal Rate Return (IRR)	= 26,71 %
Return of Inverstment setelah pajak (ROI AT)	= 41,36%.

DAFTAR PUSTAKA

Bai, F.W. Anderson, W.A, et all.2007.*Ethanol Fermentation Technologies From Sugar and Starch Feedstocks.* Canada : Science Ditrect

Balat, Mustafa. Balat, Havva. 2007.*Progress in Bioethanol Processing.* Turkey: University Mahallesi

Binod, Parameswaran. Sindhu, Raveendan, et all. 2010. *Bioethanol Production From Rice Straw : Overview. India* : National Institute For Interdisciplinary Science and Technology

Bondini, S. Gostoh, C. 1992. *Ethanol Removal From Fermentation Broth by Gas Membane Extraction.* Netherlands : Alsevier Science Publisher B.V

BPS Provinsi Jawa Timur. 2010. *Berita Resmi Statistik.* Surabaya : BPS Jatim

Brownell, L.E., dan E. H. Young. 1959. *Process Equipment Design.* New York: John Wiley and Sons, Inc.

Carretier, E. Moulin, Ph . 2003.*Purification And Dehydration of Methylal by Pervaporation.* France : Universite De St Jerome

Clement, R.Aptel, P. Neel.1965. *Basic Aspects Of Pervaporation.*Amsterdam: Alsevier Science Publisher B.V

Geankoplis, C. J.. 2002. *Transport of Unit Operation 3rd ed.*. USA: Allyn and Bacon, Co.

Guan, Huai-Min. Chung, Tai-Shung, et all. 2005.*Poly(Vinyl Alcohol) Multilayer Mixed Matrix Membrane For The Dehydration of Ethanol-Water Mixture.* Singapore: Department of Chemical and Biomoluculer Engineering

Hamelinck, Carlo. Van Hooijdonk, et all .2003. *Prospects For Ethamol From Lignocellulosic Biomass : Techno-Economic Performance As Development Progresses.*Utrecht :Universiteit Utrecht

Huang Yu. Jennifer Ly. et all. 2010.*Ethanol Dehydration Using Hydrophobic Polymer Membrane.* California : Membrane Technology and Research, Inc

Jonquieres,Anne. Clement, Robert. et all . 2001. *Industrial Stateo-of-The-Art of Pervaporation and Vapour Permeation in Western Countries.* France : Journal of Membrane Science

Karim, Makarim. Sumarno. dkk. 2007.*Jerami Padi : Pengelolaan dan Pemanfaatan.* Bogor : Puslitbang Badan Penelitian dan Pengembangan Pertanian

Karimi, Keikhosro. Emtiazi, Giti. *Ethanol Production From Dilute-Acid Pretreted Rice Straw By Simultaneous Saccharification And Fermentation With Mucor indicus, Rhizopus oryzae, And Saccharomyces cerevisiae.*

Kirk-Othmer. 1960. *Encyclopedia of Chemical Technology.* New York: Interscience Publisher John Wiley and Sons, Inc.

Kujawski, W. 2000. *Aplication of Pervaporation and Vapor Permeation in Environmental Protection.* Poland: Polish Journal of Environmental Studies

McCabe, W.L., dan J.C. Smith. 1985. *Unit Operation of Chemical Engineering.* Singapura: McGraw-Hill International Book Company.

Mehta, Gurmukh D. 1982. *Comparasion Of Membrane Processes With Distilation For Alcohol/Water Separation.* Amsterdam : Elsevier Scientific Publishing Company

Menteri Energi Dan Sumber Daya Mineral. 2010. *Peraturan Menteri Energi Dan Sumber Daya Mineral.* Jakarta : Kementerian ESDM

Mulder, M.H.V. Hendrikman,Oude. et all. 1983. *Ethanol-Water Separation By Pervaporation.* Netherlands : Alsevier Science Publisher B.V

Patzek, Tadeusz W. 2010. *A Probalistic Analysis of The Switchgrass Ethanol Cycle.* Texas: Department of Petrolium and Geosystems Engineering, The University of Texas

Perry, J.H.. 1974. *Chemical Engineering Handbook.* Tokyo: McGraw-Hill Book Co.

Peters, M.S. dan K.D. Timmerhauss. *Plant Design and Economic for Chemical Engineers.* Singapura: McGraw-Hill Book Co.

Prasad, S. Singh, Anoop. et all. 2006. *Ethanol As An Alternative Fuel From Agricultural, Industrial And Urban Residues.* India : Indian Agriculture Research Institute

Presiden RI. 2006. *Peraturan Presiden RI : Tentang Kebijakan Energi Nasional.* Jakarta : Presiden RI

Rachmaniah, O. Krishnanta, A.et all. -. *Acid Hydroysis Pretreatment of Bagasse-Lignocellulosic Material For Bioethanol Production* Surabaya : Department of Chemical Engineering FTI ITS Surabaya

Sander,Ulrich. Soukup,Pavel. 1987. *Design of a Pervaporation Plant For Ethanol Dehydration.* Netherlands : Alsevier Science Publisher B.V

Shaban, H.I. 1997. *Pervaporation Separation of Water From Organic Mixture.* Kuwait: Kuwait University

Smith, J.M. dan H.C.Van Ness. 1987. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic.* New York: Mc.Graw-Hill Book Co., Inc.

Ulrich, G.D.. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics.* Canada: John Wiley and Sons.

Wooley, Robert. Sheehan, John. et all. 1999.*Lignocellulosic Biomass To Ethanol Process Design And Economics Utilizing Co-Current Dilute Acid Prehydrolysis And Enzymatic Hydrolisis Current And Futuristic Scenarios.* USA: U.S Department of Energy Laboratory

Xu Weihua. 2001. *Design and Development of A Pervaporation Membrane Separation Module.* Toronto : University of Toronto

APPENDIX A
NERACA MASSA

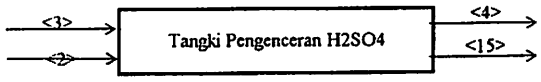
Bahan Baku	=	62700 ton/thn
Kondisi Operasi		
1 tahun	=	330 hari
1 hari	=	24 jam
Basis	=	1 hari operasi
Bahan Baku	=	190 ton/hari

Komposisi Feed (Sawdust) <1>

No	Komponen	% massa	Massa (kg/hari)
1	Selulosa	38.90%	73910.0
2	Xylan	20.40%	38760.0
3	Arabinan	3.40%	6460.0
4	Galactan	0.50%	950.0
6	Lignin	13.50%	25650.0
7	ash	18.00%	34200.0
8	H2O	5.30%	10070.0
Total		100%	190000

(sumber : Kadam, L.Kiran,Rice Straw as Lignocelulosic Resource, NERL)

1. Tangki Pengenceran H2SO4



Neraca Massa Tangki Pengenceran H2SO4

Komponen	Masuk				Keluar			
	Aliran <2>		Aliran <3>		Aliran <4> *		Aliran <15> **	
	% massa	Massa (kg/hari)	% massa	Massa (kg/hari)	% massa	Massa (kg/hari)	% massa	Massa (kg/hari)
H2SO4	98%	1425.00	-		1.50%	855	1.50%	570.00
H2O	2.00%	29.081633	100%	93545.91837	98.50%	56145	98.50%	37430.00
Total	100%	1454.08	100%	93545.91837	100.00%	57000	100%	38000.00

* Kebutuhan H2SO4 1.5% untuk pre-treatment <4> = 0.3 kgH2SO4 1.5%/kgJerami
Jerami = 190000 kg/hari
H2SO4 yang dibutuhkan = 57000 kg H2SO4 1 %

** Kebutuhan H2SO4 1 % untuk hidrolisa <15>

BM selulosa (C6H10O5)	=	162
BM Air (H2O)	=	18
BM Glukosa (C6H12O6)	=	180
Yield hidrolisa (massa)	=	60%
Derajat polimerisasi selulosa	=	7500

massa glukosa hasil pretreatment dan hidrolisa	=	Yield total x massa selulosa awal <1>		
	=	60%	x	73910
	=	44346.0	kg/hari	
mol glukosa hasil	=	massa glukosa / BM glukosa		
	=	44346	/	180
	=	246.367	kmol/hari	
mol awal (selulosa)n	=	massa selulosa awal <1> / BM x n		
	=	73910	/	1215000
	=	0.0608	kmol/hari	

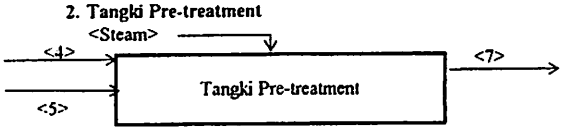
Reaksi Hidrolisa glucose

	$(C_6H_{10}O_5)_n$	+	n H2O	$\longrightarrow$	n $C_6H_{12}O_6$
in	0.0608		246.367		-
rx	-0.033		-246.367		246.367
out	0.028		0		246.367

H2O didapat dari H2SO4 1.5 %, maka

kebutuhan air	=	mol H2O bereaksi x BM H2O		
	=	246.367	x	18
	=	4434.6	kg/hari	
massa larutan H2SO4 1.5 %	=	(100%/98.5%) x massa H2O		
	=	4502.132	kg/hari	

2. Tangki Pre-treatment



Reaksi yang terjadi			Konversi
(Selulosa)n + nH2O	→	n glucose	6.5%
(Xylan)n + n H2O	→	n Xylose	75%
(Xylan)n	→	nFurfural + 2n H2O	10%
(Galactan)n + nH2O	→	nGalactose	75%
(Galactan)	→	n HMF + 2n H2O	15%
(Arabinan)n + H2O	→	Arabinose	75%
(Arabinan)n	→	n Furfural + 2n H2O	10%

(sumber : National Renewable Energy Laboratory)

BM selulosa	=	162
BM xylan	=	132
BM galactan	=	162
BM arabinan	=	132
BM furfural	=	96
BM HMF	=	126

BM glucose	=	180
BM xylose	=	150
BM galactose	=	180
BM arabinose	=	150
BM air	=	18
BM H2SO4	=	98

Jenis	Derajat polimerisasi (n)
selulosa	7500
xylan	125
arabinan	125
galactan	125

Komposisi Aliran <10> = Aliran <9>

No.	Komponen	Masuk			Keluar
		<5>	<4>	<Steam>	<7>
		Massa (kg/hari)	Massa (kg/hari)	Massa (kg/hari)	Massa (kg/hari)
1	Selulosa	73910.00			69105.85
2	Xylan	38760.00			5814.00
3	Arabinan	6460.00			969.00
4	Galactan	950.00			95.00
6	Lignin	25650.00			25650.00
7	ash	34200.00			34200.00
8	H2O	10070.00	56145.00	23088.84	85331.04
9	H2SO4		855.00		855.00
10	Glucose				5337.94
11	Xylose				33034.09
12	Arabinose				5505.68
13	Galactose				791.67
14					0.00
15	Furfural				3288.73
16	HMF				110.83
Total		190000.00	57000.00	23088.84	270088.84

$$\text{Mol selulosa masuk} = \frac{\text{Massa selulosa masuk}}{\text{BM (selulosa)n}} = \frac{73910}{1215000} = 0.061 \text{ kgmol/hari}$$

$$\text{Mol xylan masuk} = \frac{\text{Massa xylan masuk}}{\text{BM (xylan)n}} = \frac{38760}{16500} = 2.349 \text{ kgmol/hari}$$

$$\text{Mol arabinan masuk} = \frac{\text{Massa arabinan masuk}}{\text{BM (arabinan)n}} = \frac{6460}{16500} = 0.392 \text{ kgmol/hari}$$

$$\text{Mol galactan masuk} = \frac{\text{Massa V masuk}}{\text{BM (galactan)n}} = \frac{950}{20250} = 0.047 \text{ kgmol/hari}$$

1.)Konversi selulosa menjadi glucose

	(selulosa)n	+	n H2O	→	n Glucose
in	0.0608		29.66		
rx	-0.0040		-29.66		29.66
out	0.0569		0		29.66

Selulosa sisa	=	mol selulosa sisa	x	BM (selulosa)n	
	=	0.0569		1215000	
	=	69105.85	kg/hari		
Kebutuhan air	=	mol H2O	x	BM H2O	
	=	29.66		18	
	=	533.79	kg/hari		
Glucose terbentuk	=	mol Glucose	x	BM Glucose	
	=	29.66		180	
	=	5337.94	kg/hari		

Konversi xylan menjadi xylose

	(xylan)n	+	n H2O	→	n xylose
in	2.349		220.2		0.0
rx	-1.762		-220.2		220.2
out	0.587		0		220.2

Konversi xylan menjadi furfural

	(xylan)n	→	n furfural	+	2n H2O
in	2.349				
rx	-0.235		29.36		58.73
out	2.114		29.36		58.73

(Xylan)n sisa	=	mol (xylan)n sisa	x	BM (xylan)n	
	=	0.3524		16500	
	=	5814	kg/hari		
Kebutuhan air	=	mol H2O	x	BM H2O	
	=	220.2273		18	
	=	3964.090909	kg/hari		
Xylose terbentuk	=	mol xylose	x	BM xylose	
	=	220.2273		150	
	=	33034.09091	kg/hari		
Furfural terbentuk	=	mol furfural	x	BM furfural	
	=	29.3636		96	
	=	2818.909091	kg/hari		
Air terbentuk	=	mol H2O	x	BM H2O	
	=	58.7273		18	
	=	1057.090909	kg/hari		

2.)Konversi arabinan menjadi arabinose

	(arabinan)n	+	n H2O	→	n arabinose
in	0.392		36.7		
rx	-0.294		-36.7		36.7
out	0.098		0		36.7

3.)Konversi arabinan menjadi furfural

	(arabinan)n	→	n furfural	+	2n H2O
in	0.392				
rx	-0.039		4.89		9.79
out	0.352		4.89		9.79

(Arabinan)n sisa	=	mol (arabinan)n sisa	x	BM (arabinan)n	
	=	0.0587		16500	
	=	969		kg/hari	
Kebutuhan air	=	mol H2O	x	BM H2O	
	=	36.7		18	
	=	660.6818182		kg/hari	
Arabinose terbentuk	=	mol arabinose	x	BM arabinose	
	=	36.7		150	
	=	5505.681818		kg/hari	
Furfural terbentuk	=	mol furfural	x	BM furfural	
	=	4.894		96	
	=	469.8181818		kg/hari	
Air terbentuk	=	mol H2O	x	BM H2O	
	=	9.7879		18	
	=	176.1818182		kg/hari	

4)Konversi galactan menjadi galactose

	(galactan)n	+	n H2O	→	n galactose
in	0.047		4.4		
rx	-0.035		-4.4		4.4
out	0.012		0		4.4

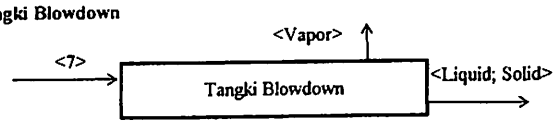
5.)Konversi galactan menjadi HMF

	(galactan)n	→	n HMF	+	2n H2O
in	0.047				
rx	-0.007		0.88		1.76
out	0.040		0.88		1.76

(galactan)n sisa	=	mol (galactan)n sisa	x	BM (galactan)n	
	=	0.0047		20250	
	=	95		kg/hari	
Kebutuhan air	=	mol H2O	x	BM H2O	
	=	4.4		18	
	=	79.17		kg/hari	

Galactose terbentuk	=	mol galactose	x	BM galactose
	=	4.4		180
	=	791.67	kg/hari	
HMF terbentuk	=	mol HMF	x	BM HMF
	=	0.88		126
	=	110.83	kg/hari	
Air terbentuk	=	mol H2O	x	BM H2O
	=	1.76		18
	=	31.67	kg/hari	

3. Tangki Blowdown



Perhitungan berdasarkan *Flash Calculation* Van Ness 5th edition hal 456

1) Menghitung mole fraksi tiap komponen (z_i) yang masuk Flash Drum

Asumsi semua solid masuk ke fraksi bawah, sehingga tidak diperhitungkan untuk flash calculation

No.	Komponen	Massa (kg)	Mol (kmol)	zi
1	H2O	85331.04	4740.61346	0.9340263
2	H2SO4	855.00	8.7244898	0.00171896
3	Glucose	5337.94	29.6552469	0.00584287
4	Xylose	33034.09	220.227273	0.0433906
5	Arabinose	5505.68	36.7045455	0.00723177
6	Galactose	791.67	4.39814815	0.00086655
8	Furfural	3288.73	34.2575758	0.00674965
9	HMF	110.83	0.87962963	0.00017331
TOTAL		134255.0	5075.46037	1

2) Dengan menggunakan Persamaan Antoine didapatkan tekanan uap

P operasi = 1 bar = 101.3 kPa

T operasi = 102 C = 375.15 K

Untuk perhitungan pada etanol dan asam asetat

$$ln\ Psat(KPa) = A - \frac{B}{T(^{o}C) + C}$$

Untuk perhitungan pada etanol dan asam asetat

$$log_{10}(Psat/bar) = A - \left[\left(\frac{B}{T(K) + C}\right)\right]$$

Untuk perhitungan pada glucose, galactose, , furfural, HMF, dan As. Laktat

$$\ln Psat(KPa) = A + \frac{B}{T(K) - C} - D\ln T(K)$$

Untuk perhitungan pada xylose dan arabinose

Komponen	A	B	C	D	Psat (bar)
H2O	5.08354	1663.125	-45.622	0	1.087798725
H2SO4	7.5741	-9757.7	0.00	2.363	0.011917372
Glucose	254	-31423	0	-31	1.35967E-06
Xylose	46.29	19006	0	0	1.26209E-05
Arabinose	46.00	19006	0	0	9.44375E-06
Galactose	254	-31423	0	-31	1.35967E-06
Furfural	87.66	-8372	0	-11.13	0.533901161
HMF	29.76	-9243	0	-11.13	3.74335E-27

$$lnPsat(Pa) = A - \frac{B}{T(K)}$$

$$Ki = \frac{Psat}{P}$$

No.	Komponen	Ki
1	H2O	1.08780
2	H2SO4	0.01192
3	Glucose	0.00000
4	Xylose	0.00001
5	Arabinose	0.00001
6	Galactose	0.00000
8	Furfural	0.53390
9	HMF	0.00000

3) Trial V/F

$$\sum_{i}^{NC} \frac{z_i (K_i - 1)}{\frac{V}{F}(K_i - 1) + 1} = 0$$

Trial V/F = 0.2724375

No.	Komponen	zi (Ki - 1)	$\frac{V}{F}(K_i - 1) + 1$	$\frac{z_i(K_i - 1)}{\frac{V}{F}(K_i - 1) + 1}$

1	H2O	0.082006318	1.023919669	0.080090578
2	H2SO4	-0.00169847	0.730809196	-0.002324095
3	Glucose	-0.00584286	0.727562827	-0.00803073
4	Xylose	-0.043390053	0.727565894	-0.059637282
5	Arabinose	-0.007231698	0.727565029	-0.00993959
6	Galactose	-0.00086655	0.727562827	-0.001191032
8	Furfural	-0.003146004	0.873017177	-0.003603599
9	HMF	-0.00017331	0.727562456	-0.000238207
TOTAL		0.019657373	6.265565074	0.00

V = F x Trial V/F
= 5075.46037 x 0.27
= 1382.74596 kmol/hari

L = F - V
= 5075.46037 - 1382.74596
= 3692.71441 kmol/hari

5) Perhitungan xi dan yi

$$x_i = \frac{z_i}{(K_i - 1)\frac{V}{F} + 1} \qquad y_i = \frac{z_i}{\frac{V}{F} + \left(1 - \frac{V}{F}\right)\frac{1}{K_i}}$$

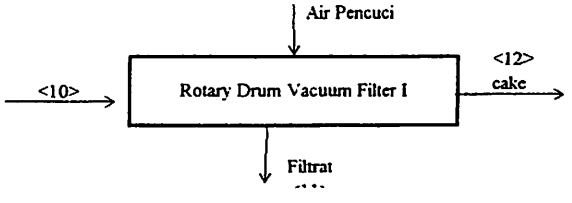
No.	Komponen	xi	yi
1	H2O	0.912206618	0.992297
2	H2SO4	0.002352126	0.000028
3	Glucose	0.008030741	0.000000
4	Xylose	0.059638035	0.000001
5	Arabinose	0.009939684	0.000000
6	Galactose	0.001191033	0.000000
8	Furfural	0.007731405	0.004128
9	HMF	0.000238207	0.000000
TOTAL		1.0013	0.9965

6) Perhitungan Top product dan Bottom Product

$Rate\left(\frac{kmol}{hari}\right) = yi \times V$ Top Product $\qquad Rate\left(\frac{kmol}{hari}\right) = xi \times L$ Bottom Product

No.	Komponen	Top Product			Bottom Product		
		Kmol	Massa (kg/hari)	% massa	Kmol	Massa (kg/hari)	% massa
1	H2O	1372.095	24697.7	97.81%	3368.519	60633.3	55.62%
2	H2SO4	0.039	3.8	0.02%	8.686	851.2	0.78%
3	Glucose	0.000	0.0	0.00%	29.655	5337.9	4.90%
4	Xylose	0.001	0.2	0.00%	220.226	33033.9	30.30%
5	Arabinose	0.000	0.0	0.00%	36.704	5505.7	5.05%
6	Galactose	0.000	0.0	0.00%	4.398	791.7	0.73%
8	Furfural	5.708	547.9	2.17%	28.550	2740.8	2.51%
9	HMF	0.000	0.0	0.00%	0.880	110.8	0.10%
TOTAL		1377.84	25249.63	100%	3697.62	109005.4	100%

4. Rotary Drum Vacuum Filter I



omponen	Masuk				Keluar			
	Aliran <3>		Aliran <4>		Aliran <5>		Aliran <6>	
	% massa	Massa (kg/hari)	% massa	Massa (kg/hari)	% massa	Massa (kg/hari)	% massa	Massa (kg/hari)
Selulosa	28.22%	69105.85			49.88%	69105.85		0
Xylan	2.37%	5814.00			4.20%	5814.00		0
Arabinan	0.40%	969.00			0.70%	969.00		0

Galactan	0.04%	95.00			0.07%	95.00		0
Lignin	10.48%	25650.00			18.51%	25650.00		0
ash	13.97%	34200.00			24.68%	34200.00		0
H2O	24.76%	60633.33	100.00%	135833.85	1.57%	2179.95	80.24%	194287.23
H2SO4	0.35%	851.20			0.01%	9.44	0.35%	841.76
Glucose	2.18%	5337.94			0.04%	59.23	2.18%	5278.71
Xylose	13.49%	33033.93			0.26%	366.54	13.49%	32667.40
Arabinose	2.25%	5505.66			0.04%	61.09	2.25%	5444.57
Galactose	0.32%	791.67			0.01%	8.78	0.32%	782.88
Furfural	1.12%	2740.79			0.02%	30.41	1.12%	2710.38
HMF	0.05%	110.83			0.00%	1.23	0.05%	109.60
Total	100.00%	244839.21	100.00%	135833.85	100.00%	138550.53	100.00%	242122.53

Dry cake terdiri dari selulosa, xylan, arabinan, galactan, , lignin, dan ash
Dry cake = 135833.85 kg/hari

Jumlah air pencuci yang dibutuhkan (hugot, p.478) = 100% x Dry Cake
= 100% x 135833.85
= 135833.85 kg/hari

Filtrat terikut cake (2% x dry cake), hugot p.478 = 2% x Dry cake
= 2% x 135833.85
= 2716.68 kg/hari

Filtrat terdiri dari H2O, H2SO4, glucose, xylose, arabinose, galactose, , furfural, dan HMF
Filtrat = 244839.21 kg/hari

Diasumsikan komposisi filtrat terikut dry cake mengikuti komposisinya di aliran filtrat

H2O terikut pada cake = (massa H2O/massa filtrat) x Filtrat terikut
= 196467.18 / 244839.21 x 2716.68
= 2179.95 kg/hari

H2SO4O terikut pada cake = (massa H2SO4/massa filtrat) x Filtrat terikut
= 851.20 / 244839.21 x 2716.68
= 9.44 kg/hari

Glucose terikut pada cake = (massa glucose/massa filtrat) x Filtrat terikut
= 5337.94 / 244839.21 x 2716.68
= 59.23 kg/hari

Xylose terikut pada cake = (massa xylose/massa filtrat) x Filtrat terikut
= 33033.93 / 244839.21 x 2716.68
= 366.54 kg/hari

Arabinose terikut pada cake = (massa arabinose/massa filtrat) x Filtrat terikut
= 5505.66 / 244839.21 x 2716.68
= 61.09 kg/hari

Galactose terikut pada cake = (massa galactose/massa filtrat) x Filtrat terikut
= 791.67 / 244839.21 x 2716.68
= 8.78 kg/hari

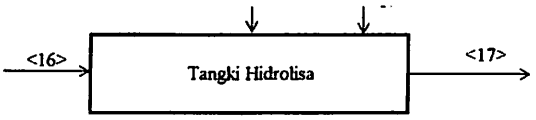
Furfural terikut pada cake = (massa furfural/massa filtrat) x Filtrat terikut
= 2740.79 / 244839.21 x 2716.68
= 30.41 kg/hari

HMF terikut pada cake = (massa HMF/massa filtrat) x Filtrat terikut
= 110.83 / 244839.21 x 2716.68
= 1.23 kg/hari

5. Tangki Hidrolisa

<steam>

<15>



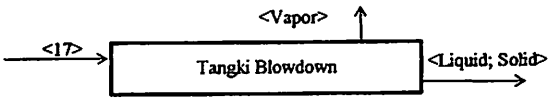
No.	Komponen	Masuk			Keluar
		<16>	<15>	<steam>	<17>
		Massa (kg/hari)	Massa (kg/hari)	Massa (kg/hari)	Massa (kg/hari)
1	Selulosa	69105.85			33998.60
2	Xylan	5814.00			5814.00
3	Arabinan	969.00			969.00
4	Galactan	95.00			95.00
6	Lignin	25650.00			25650.00
7	ash	34200.00			34200.00
8	H2O	2179.95	37430	110721.99	146431.14
9	H2SO4	9.44	570.00		579.44
10	Glucose	59.23			39067.28
11	Xylose	366.54			366.54
12	Arabinose	61.09			61.09
13	Galactose	8.78			8.78
15	Furfural	30.41			30.41
16	HMF	1.23			1.23
Total		138550.53	38000.00	110721.99	287272.52

Total yield glucose selama proses adalah 60% (sumber : National Renewable Energy Laboratory)
Asumsi, pada reaktor hidrolisa, komponen hemiselulosa tidak bereaksi
Reaksi Hidrolisa glucose pada reaktor hidrolisa

	$(C_6H_{10}O_5)_n$	+	n H2O	$\longrightarrow$	n $C_6H_{12}O_6$
in	0.0569		216.711		
rx	-0.0289		-216.71142		216.7114198
out	0.0280		0		216.7114198

Glucose hasil raktor hidrolisa	=	glucose total	-	glucose pretreatment
	=	44346.00	-	5337.94
	=	39008.06	kg/hari	
Massa selulosa sisa	=	mol selulosa	x	BM (selulosa)n
	=	0.028	x	1215000
	=	33998.60	kg/hari	
Kebutuhan air	=	mol H2O	x	BM H2O
	=	216.711	x	18
	=	3900.81	kg/hari	

6. Tangki Blowdown



Perhitungan berdasarkan *Flash Calculation* Van Ness 5th edition hal 456

1) Menghitung mole fraksi tiap komponen (z_i) yang masuk Flash Drum

Asumsi semua solid masuk ke fraksi bawah, sehingga tidak diperhitungkan untuk flash calculation

No.	Komponen	Massa (kg)	Mol (kmol)	zi
1	H2O	146431.14	8135.06342	0.97295
2	H2SO4	579.44	5.9127013	0.00071
3	Glucose	39067.28	217.040467	0.02596
4	Xylose	366.54	2.44357731	0.00029
5	Arabinose	61.09	0.40726337	0.00005
6	Galactose	8.78	0.04880077	0.00001
8	Furfural	30.41	0.31678248	0.00004
9	HMF	1.23	0.00976016	0.00000
TOTAL		186545.9	8361.24277	1.00000

2) Dengan menggunakan Persamaan Antoine didapatkan tekanan uap

P operasi	=	1 bar	=	101.3	kPa
T operasi	=	101 C	=	373.71	K

Untuk perhitungan pada etanol dan asam asetat $\ln Psat(KPa) = A - \frac{B}{T(^oC) + C}$

Untuk perhitungan pada etanol dan asam asetat $\log_{10}(Psat/bar) = A - \left[\left(\frac{B}{T(K) + C}\right)\right]$

Untuk perhitungan pada glucose, galactose, , furfural, HMF, dan As. Laktat

$$\ln Psat\,(kPa) = A + \frac{B}{T(K) + C} + D \times \ln T(K)$$

Untuk perhitungan pada xylose dan arabinose $\ln Psat(Pa) = A - \frac{B}{T(K)}$

Komponen	A	B	C	D	Psat (bar)
H2O	5.08354	1663.125	-45.622	0	1.033706
H2SO4	7.5741	-9757.7	0.00	2.363	0.010781
Glucose	254	-31423	0	-31	0.000001
Xylose	46.29	19006	0	0	0.000013
Arabinose	46.00	19006	0	0	0.000009
Galactose	254	-31423	0	-31	0.000001
Furfural	87.66	-8372	0	-11.13	0.489909
HMF	29.76	-9243	0	-11.13	0.000000

No.	Komponen	Ki
1	H2O	1.03371
2	H2SO4	0.01078
3	Glucose	0.00000
4	Xylose	0.00001
5	Arabinose	0.00001
6	Galactose	0.00000
8	Furfural	0.48991
9	HMF	0.00000

$$Ki = \frac{Psat}{P}$$

$$\sum_{i}^{NC} \frac{z_i (K_i - 1)}{\frac{V}{F}(K_i - 1) + 1} = 0$$

Trial V/F = 0.1714979

No.	Komponen	zi (Ki - 1)	$\frac{V}{F}(K_i - 1) + 1$	$\frac{z_i (K_i - 1)}{\frac{V}{F}(K_i - 1) + 1}$
1	H2O	0.032794055	1.005780478	0.032605579
2	H2SO4	-0.000699532	0.830351024	-0.000842453
3	Glucose	-0.025957891	0.828502318	-0.031331102
4	Xylose	-0.000292247	0.828504292	-0.00035274
5	Arabinose	-4.8708E-05	0.828503747	-5.87903E-05
6	Galactose	-5.83654E-06	0.828502296	-7.04469E-06
8	Furfural	-1.93258E-05	0.912520501	-2.11785E-05
9	HMF	-0	1	-1E-06
TOTAL		0.01	7	0.00

V = F x Trial V/F
= 8361.24277 x 0.17
= 1433.93535 kmol/hari

L = F - V
= 8361.24277 - 1433.93535
= 6927.30742 kmol/hari

5) Perhitungan xi dan yi

$$x_i = \frac{z_i}{(K_i - 1)\frac{V}{F} + 1} \qquad y_i = \frac{z_i}{\frac{V}{F} + \left(1 - \frac{V}{F}\right)\frac{1}{K_i}}$$

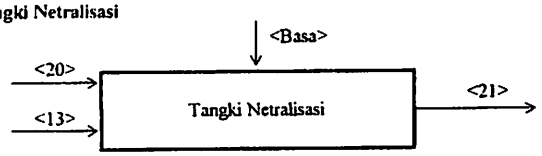
No.	Komponen	xi	yi
1	H2O	0.96736	0.99996
2	H2SO4	0.00085	0.00001
3	Glucose	0.03133	0.00000
4	Xylose	0.00035	0.00000
5	Arabinose	0.00006	0.00000
6	Galactose	0.00001	0.00000
8	Furfural	0.00004	0.00002
9	HMF	0.00000	0.00000
TOTAL		1.0000	1.0000

6) Perhitungan Top product dan Bottom Product

$Rate\ \left(\frac{kmol}{hari}\right) = yi \times V$ Top Product $\qquad Rate\ \left(\frac{kmol}{hari}\right) = xi \times L$ Bottom Product

No.	Komponen	Top Product			Bottom Product		
		Kmol	Massa (kg/hari)	% massa	Kmol	Massa (kg/hari)	% massa
1	H2O	1433.882	25809.9	99.98%	6701.181	120621.3	75.04%
2	H2SO4	0.013	1.3	0.00%	5.900	578.2	0.36%
3	Glucose	0.000	0.0	0.00%	217.040	39067.3	24.31%
4	Xylose	0.000	0.0	0.00%	2.444	366.5	0.23%
5	Arabinose	0.000	0.0	0.00%	0.407	61.1	0.04%
6	Galactose	0.000	0.0	0.00%	0.049	8.8	0.01%
8	Furfural	0.029	2.8	0.01%	0.288	27.6	0.02%
9	HMF	0.000	0.0	0.00%	0.010	1.2	0.00%
TOTAL		1433.92	25813.98	100%	6927.32	160731.9	100%

7. Tangki Netralisasi



Komponen	Masuk						Keluar	
	Aliran <13>		Aliran <20>		Basa		Aliran <21>	
	% massa	Massa (kg/hari)	% massa	Massa (kg/hari)	% massa	Massa (kg/hari)	% massa	Massa (kg/hari)
Selulosa			13.00%	33998.60			6.74%	33998.60
Xylan			2.22%	5814.00			1.15%	5814.00
Arabinan			0.37%	969.00			0.19%	969.00
Galactan			0.04%	95.00			0.02%	95.00
Lignin			9.81%	25650.00			5.08%	25650.00
ash			13.08%	34200.00			6.78%	34200.00
H2O	80.24%	194287.23	46.13%	120621.26	10.00%	119.13	62.41%	315027.63
H2SO4	0.35%	841.76	0.22%	578.15				
Glucose	2.18%	5278.71	14.94%	39067.28			8.79%	44345.99
Xylose	13.49%	32667.40	0.14%	366.54			6.54%	33033.93
Arabinose	2.25%	5444.57	0.02%	61.09			1.09%	5505.66
Galactose	0.32%	782.88	0.00%	8.78			0.16%	791.67
Furfural	1.12%	2710.38	0.01%	27.61			0.54%	2737.99
HMF	0.05%	109.60	0.00%	1.23			0.02%	110.83
Ca(OH)2					90.00%	1072.18		
Gypsum							0.49%	2492.09
Total	100.00%	242122.53	100.00%	261458.54	100.00%	1191.31	100.00%	504772.39

BM Ca(OH)2	=	74
BM CaSO4	=	136
BM CaSO4.2H2O	=	172

mol H2SO4 yang dinetralisasi = (massa H2SO4 <6> + massa H2SO4 <14>) / BM H2SO4
= 841.76 + 578.15 / 98
= # kmol/hari

Reaksi penetralan berlangsung sebagai berikut :

	Ca(OH)2	+	H2SO4	⟶	2H2O	+	CaSO4
in	14.49		14.49				
rx	-14.49		-14.49		28.98		14.49
out	0		0		28.98		14.49

menghasilkan gypsum (CaSO4)

CaSO4 dan H2O kemudian akan menjadi gypsum hydrat atau CaSO4.2H2O

	2H2O	+	CaSO4	⟶	CaSO4.2H2O
in	28.98		14.49		
rx	-28.98		-14.49		14.49

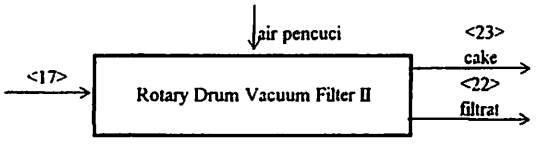
out 0 0 14.49

Massa Ca(OH)2 yang dibutuhkan = mol Ca(OH)2 yang bereaksi x BM Ca(OH)2
= 14.49 x 74
= 1072.18 kg/hari

Kadar Ca(OH)2 yang digunakan sebesar #
Jumlah H2O pada larutan Ca(OH)2 = 10% - 90% x massa Ca(OH)2 yang dibutuhkan
= 119.13 kg/hari

Gypsum hidrat yang dihasilkan = mol CaSO4.2H2O x BM CaSO4.2H2O
= 14.49 x 172
= 2492.09 kg/hari

8. Rotary Drum Vacuum Filter II



Komposisi Aliran <17> = Aliran <16>

Komponen	Masuk				Keluar			
	Aliran <17>		Air Pencuci		Aliran <23>		Aliran <22>	
	% massa	Massa (kg/hari)	% massa	Massa (kg/hari)	% massa	Massa (kg/hari)	% massa	Massa (kg/hari)
Selulosa	6.74%	33998.60			32.30%	33998.60		
Xylan	1.15%	5814.00			5.52%	5814.00		
Arabinan	0.19%	969.00			0.92%	969.00		
Galactan	0.02%	95.00			0.09%	95.00		
Lignin	5.08%	25650.00			24.37%	25650.00		
ash	6.78%	34200.00			32.49%	34200.00		
H2O	62.41%	315027.63	100.00%	103218.6892	1.62%	1710.51	82.86%	416535.81
H2SO4								
Glucose	8.79%	44345.99			0.17%	181.36	8.79%	44164.63
Xylose	6.54%	33033.93			0.13%	135.10	6.54%	32898.83
Arabinose	1.09%	5505.66			0.02%	22.52	1.09%	5483.15
Galactose	0.16%	791.67			0.00%	3.24	0.16%	788.43
Furfural	0.54%	2737.99			0.00%	0.00	0.54%	2737.99
HMF	0.02%	110.83			0.000%	0.00	0.02%	110.83
Ca(OH)2								
Gypsum	0.49%	2492.09			2.37%	2492.09		
Total	100.00%	504772.39	100.00%	103218.6892	100.00%	105271.4122	100.00%	502719.663

Dry cake terdiri dari selulosa, xylan, arabinan, galactan, , lignin, ash, dan gypsum
Dry cake = 103218.69 kg/hari

Jumlah air pencuci yang dibutuhkan (hugot, p.478) = 100% x Dry Cake
= 100% x 103218.6892
= 103218.6892 kg/hari

Filtrat terikut cake (2% x dry cake), hugot p.478 = 2% x Dry cake
= 2% x 103218.6892
= 2064.37 kg/hari

Filtrat terdiri dari H2O, glucose, xylose, arabinose, galactose, , furfural, dan HMF
Filtrat = 504772.39 kg/hari

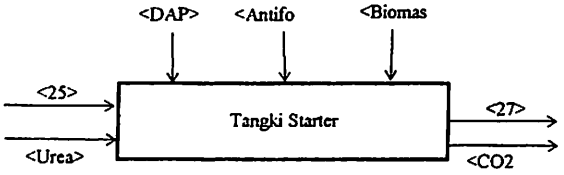
Diasumsikan komposisi filtrat terikut dry cake mengikuti komposisinya di aliran filtrat
H2O terikut pada cake = (massa H2O/massa filtrat) x Filtrat terikut
= 418246.31 / 504772.39 x 2064.37
= 1710.51 kg/hari

Glucose terikut pada cake = (massa glucose/massa filtrat) x Filtrat terikut
= 44345.99 / 504772.39 x 2064.37
= 181.36 kg/hari

Xylose terikut pada cake = (massa xylose/massa filtrat) x Filtrat terikut
= 33033.93 / 504772.39 x 2064.37
= 135.10 kg/hari

Arabinose terikut pada cake	=	(massa arabinose/massa filtrat)			x	Filtrat terikut
	=	5505.66	/	504772.39	x	2064.37
	=	22.52	kg/hari			
Galactose terikut pada cake	=	(massa galactose/massa filtrat)			x	Filtrat terikut
	=	791.67	/	504772.39	x	2064.37
	=	3.24	kg/hari			

9. Tangki Starter



Komponen	Masuk					Keluar (f)	
	<25>	Urea	DAP	Biomass	Antifoam	<27>	<CO2>
	Massa (kg/hari)	Massa (kg/hari)	Massa (kg/hari)	Massa (kg/hari)	Massa (kg/hari)	Massa (kg/hari)	Massa (kg/hari)
H2O	41653.58					41939.26	
Glucose	4416.46					328.29	
Xylose	3289.88					516.51	
Arabinose	548.31					109.66	
Galactose	78.84					15.77	
Furfural	273.80					273.80	
HMF	11.08					11.08	
Etanol						3520.34	
CO2							3367.28
Asam Asetat						130.06	
Asam Laktat						100.18	
Biomass				5027.20		5206.80	
Urea		251.36				0	
DAP			31.01			0	
Antifoam					11.20108819	0	
Xylitol						66.67	
O2							7.02
Total	50271.9663	251.36	31.01	5027.20	11.20	52218.43	3374.30

Penggunaan Substrat	Glukosa	Xylosa
Pembentukan etanol	85%	80%
Pertumbuhan Biomass	4.07%	0%
Pembentukan Asam Asetat	2.20%	1%
Pembentukan Asam Laktat	1.30%	1%
Pembentukan Xylitol	0	2%
Total	93%	84%

BM CO2	=	44
BM Etanol	=	46
BM Asam Asetat	=	60
BM Asam Laktat	=	90
BM Xylitol	=	152
BM O2	=	32

(a) Aliran <21> = 10% Aliran <18> (dengan fraksi massa yang sama)

(b) Urea = 0.50% massa <21>
= 0.50% x 50271.9663
= 251.35983 kg/hari

c) DAP = 0.67 g/L <21>

Aliran <21> / Komponen	specific gravity	massa (kg/hari)	Fraksi massa	Fraksi x specific gravity
H2O	1.000	41653.581	0.829	0.829
Glucose	1.544	4416.463	0.088	0.136
Xylose	1.535	3289.883	0.065	0.100
Arabinose	1.585	548.315	0.011	0.017
Galactose	1.544	78.843	0.002	0.002
Furfural	1.159	273.799	0.005	0.006
HMF	0.884	11.083	0.000	0.000
Total		50271.966	1.000	1.091

Kondisi Operasi = 30°C

Specific gravity <21> = Densitas <21> (30°C) / Densitas H2O (30°C)

Densitas Air (30°C) = 995.647 kg/m3

Densitas <21> (30°C) = Specific gravity campuran x Densitas H2O (30°C)

= 1.09087662 x 995.647

= 1086.12803 kg/m3

Volume <21> (30°C) = massa <21> / Densitas <21> (30°C)

= 50271.97 / 1086.12803

= 46.2854884 m3/hari

= 46285.4884 L/hari

DAP = 0.67 x Volume <21> (30°C)

= 0.67 x 46285.48839

= 31011.2772 g DAP / hari

= 31.0112772 kg DAP / hari

(d) Biomass = 10% massa <21>

= 10% x 50271.9663

= 5027.1966 kg/hari

(e) Antifoam = 0.242 g/L <21>

= 0.242 x Volume <21> (30°C)

= 0.242 x 46285.4884

= 11201.088 g/hari

= 11.201088 kg/hari

(f) Perhitungan massa keluar

* Biomass yang tebentuk = 0.61 C-mol/mol glucose

(menghabiskan 4.07% glukosa)

mol gucose = massa glucose <21> / BM glucose

= 4416.46 / 180

= 24.53590332 kmol glucose/hari

Biomass yang terbentuk = 0.61 x mol glucose

= 0.61 x 24.53590332

= 14.96690103 C-kmol/hari

Massa biomass terbentuk = Biomass terbentuk x BM C

= 14.966901 x 12

= 179.602812 kg/hari

Massa H2O terbentuk bersama Biomass = Massa Urea + DAP + Antifoam

= 293.57 kg/hari

* Asumsi Urea dan DAP habis digunakan untuk pertumbuhan biomass membentuk H2O
* Asumsi Antifoam habis mencegah terbentuknya buih membentuk H2O
* Reaksi yang terjadi :

1) Pembentukan etanol dari glukosa

massa glukosa bereaksi	=	85%	x	massa glukosa <21>
	=	85%	x	4416.46
	=	3753.993209	kg/hari	
mol glukosa bereaksi	=	massa glukosa bereaksi / BM glukosa		
	=	3753.993209	/	180
	=	20.856	kmol/hari	

	Glucose ⟶	2 Etanol	+ 2 CO2
input	24.54		
reaksi	-20.856	41.7110357	41.71103565
output	3.6804	41.7110357	41.71103565

massa etanol terbentuk	=	mol etanol terbentuk x BM etanol		
	=	41.71103565	x	46
	=	1918.708	kg/hari	
massa CO2 terbentuk	=	mol CO2 terbentuk x BM CO2		
	=	41.71103565	x	44
	=	1835.286	kg/hari	

* konversi dan galactose menjadi etanol sama dengan glucose

2) Pembentukan Asam Asetat dari glukosa

massa glukosa bereaksi	=	2.2%	x	massa glukosa <21>
	=	2.2%	x	4416.46
	=	97.16217716	kg/hari	
mol glukosa bereaksi	=	massa glukosa bereaksi / BM glukosa		
	=	97.16217716	/	180
	=	0.540	kmol/hari	

	Glucose ⟶	3 Asam Asetat
input	24.5359033	
reaksi	-0.540	1.61936962
output	23.9961	1.61936962

massa asam asetat terbentuk	=	mol asam asetat terbentuk x BM asam asetat		
	=	1.619369619	x	60
	=	97.162	kg/hari	

3) Pembentukan Asam Laktat dari glukosa

massa glukosa bereaksi	=	1.3%	x	massa glukosa <21>
	=	1.3%	x	4416.46
	=	57.41401378	kg/hari	
mol glukosa bereaksi	=	massa glukosa bereaksi / BM glukosa		
	=	57.41401378	/	180
	=	0.319	kmol/hari	

	Glucose ⟶	2 Asam Laktat
input	24.5359033	
reaksi	-0.319	0.63793349
output	24.2169	0.63793349

massa asam laktat terbentuk = mol asam laktat terbentuk x BM asam laktat
= 0.637933486 x 90
= 57.414 kg/hari

4) Pembentukan etanol dari xylosa

massa xylosa bereaksi = 80% x massa xylosa <21>
= 80% x 3289.88
= 2631.906764 kg/hari
mol xylosa bereaksi = massa xylosa bereaksi / BM xylosa
= 2631.906764 / 150
= 17.546 kmol/hari

mol xylosa input = 21.93 kmol/hari

	3 Xylosa	⟶	5 Etanol	+	5 CO2
input	21.93				
reaksi	-17.546		29.24340849		29.24340849
output	4.387		29.24340849		29.24340849

massa etanol terbentuk = mol etanol terbentuk x BM etanol
= 29.2434085 x 46
= 1345.197 kg/hari

massa CO2 terbentuk = mol CO2 terbentuk x BM CO2
= 29.2434085 x 44
= 1286.710 kg/hari

* konversi arabinnose menjadi etanol sama dengan xylose

5) Pembentukan asam asetat dari xylosa

massa xylosa bereaksi = 1% * massa xylosa <21>
= 1% * 3289.88
= 32.89883455 kg/hari
mol xylosa bereaksi = massa xylosa bereaksi / BM xylosa
= 32.89883455 / 150
= 0.219 kmol/hari

	2 Xylosa	⟶	5 Asam Asetat
input	21.932556		
reaksi	-0.219		0.548313909
output	21.7132		0.548313909

massa Asam Asetat terbentuk = mol Asam asetat terbentuk x BM asam asetat
= 0.54831391 x 60
= 32.899 kg/hari

6) Pembentukan asam laktat dari xylosa

massa xylosa bereaksi = 1% x massa xylosa <21>
= 1% x 3289.88
= 42.76848492 kg/hari
mol xylosa bereaksi = massa xylosa bereaksi / BM xylosa
= 42.76848492 / 150
= 0.285 kmol/hari

	3 Xylosa	⟶	5 Asam Laktat
input	21.932556		
reaksi	-0.285		0.475205388
output	21.6474		0.475205388

massa Asam Laktat terbentuk = mol Asam asetat terbentuk x BM asam asetat
= 0.47520539 x 90
= 42.768 kg/hari

7) Pembentukan Xylitol dari xylosa

massa xylosa bereaksi = 2% x massa xylosa <21>
= 2% x 3289.88
= 65.79766911 kg/hari

mol xylosa bereaksi = massa xylosa bereaksi / BM xylosa
= 65.79766911 / 150
= 0.439 kmol/hari

mol H2O input = massa H2O <21> / BM H2O
= 41653.58 / 18
= 2314.08782 kmol/hari

	Xylosa	+	H2O ⟶	Xylitol	+	0.5 O2
input	21.932556		2314.08782			
reaksi	-0.439		-0.439	0.439		0.21933
output	21.4939		2313.649	0.439		0.21933

massa Xylitol terbentuk = mol Xylitol terbentuk x BM Xylitol
= 0.439 x 152
= 66.675 kg/hari

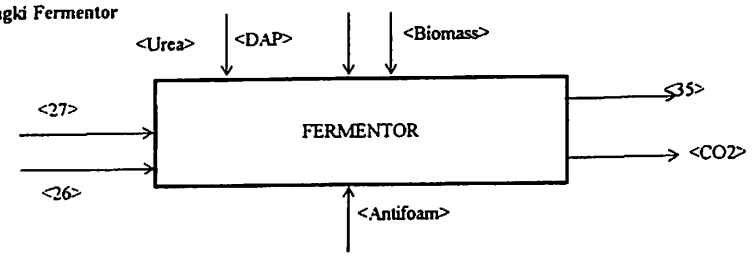
massa O2 terbentuk = mol O2 terbentuk x BM O2
= 0.219 x 32
= 7.018 kg/hari

massa H2O sisa = mol H2O sisa x BM H2O
= 2313.649 x 18
= 41645.69 kg/hari

* Massa sisa glukosa = massa glukosa input - Konsumsi total Glukosa
= 4416.46 - 4088.17
= 328.29 kg/hari

* Massa sisa Xylosa = massa xylosa input - Konsumsi total xylosa
= 3289.88 - 2773.37
= 516.51 kg/hari

10. Tangki Fermentor



Komp.	Masuk						Keluar	
	<27>	<26>	Urea	DAP	Biomass	Antifoam	<35>	<CO2>
	Massa (kg/hari)	Massa (kg/hari)	Massa (kg/hari)	Massa (kg/hari)	Massa (kg/hari)	Massa (kg/hari)	Massa (kg/hari)	Massa (kg/hari)
H2O	41939.26	374882.23					419719.9	
Glucose	328.29	39748.16					173.66	
Xylose	516.51	29608.95					3193.29906	
Arabinose	109.66	4934.83					756.67	
Galactose	15.77	709.59					108.80	
Furfural	273.80	2464.19					2737.99	
HMF	11.08	99.75					110.83	
Etanol	3520.34						37959.70	
CO2								32941.99
As.Asetat	130.06						1734.754	
As. Laktat	100.18						1042.933	
Biomass	5206.80				49945.93303		56782.51	
Urea			2497.29665					
DAP				310.5979659				
Antifoam						112.186131		
Xylitol	66.67						249.838	
O2								19.280
Total	52218.43	452447.7	2497.29665	310.5979659	49945.93303	112.186131	524570.9	32961.2746

Penggunaan Substrat	Glukosa	Xylosa
Pembentukan etanol	92%	85.00%
Pertumbuhan Biomass	4.07%	0%
Pembentukan Asam Asetat	2.20%	2.4%
Pembentukan Asam Laktat	1.30%	1.4%
Pembentukan Xylitol	0	0.6%
Total	99.6%	89.4%

BM CO2	=	44
BM Etanol	=	46
BM Asam Asetat	=	60
BM Asam Laktat	=	90
BM Xylitol	=	152
BM O2	=	32

(a) Aliran <20> = 90% Aliran <18> (dengan fraksi massa yang sama)

(b) Urea = 0.50% x massa masuk - massa biomass

= 0.50% x 52218.43 + 452447.7 - 5206.80

= 2497.2967 kg/hari

c) DAP = 0.67 g/L input (tanpa biomass)

Aliran masuk	specific gravity	massa	Fraksi massa	Fraksi x specific gravity
Komponen		(kg/hari)		
H2O	1.000	416821.5	0.834545395	0.834545395
Glucose	1.544	40076.45	0.080239674	0.123890056
Xylose	1.535	30125.46	0.060316148	0.092585287
Arabinose	1.585	5044.49	0.010099909	0.016008356
Galactose	1.544	725.35	0.001452279	0.002242319
Furfural	1.159	2737.99	0.005481903	0.006353525
HMF	0.884	110.83	0.000221907	0.000196165
Etanol	0.789	3520.34	0.007048306	0.005561113
As.Asetat	1.049	130.06	0.000260404	0.000273163
As. Laktat	1.249	100.18	0.000200582	0.000250527
Xylitol	1.52	66.67	0.000133	0.000202911
TOTAL		499459.3	1	1.082108819

Kondisi Operasi = 30°C

Specific gravity input = Densitas input (30°C) / Densitas H2O (30°C)

Densitas Air (30°C) = 995.647 kg/m3

Densitas input (30°C) = Specific gravity input x Densitas H2O (30°C)

= 1.08210882 x 995.647

= 1077.3984 kg/m3

Volume input (30°C) = massa input - massa biomass / Densitas <21> (30°C)
= 504666.1 - 5206.80 / 1077.398399
= 463.579054 m3/hari
= 463579.054 L/hari

DAP = # x Volume input (30oC)
= 1 x 463579.0536
= 310597.966 g DAP / hari
= 310.597966 kg DAP / hari

(d) Biomass = 10% x massa input - massa biomass
= 10% x 504666.1 - 5206.80
= 49945.933 kg/hari

(e) Antifoam = 0.242 g/L input (tanpa biomass)
= 0.242 x Volume input (30°C)
= 0.242 x 463579.054
= 112186.13 g/hari
= 112.18613 kg/hari

(f) Perhitungan massa keluar

* Biomass yang tebentuk = 0.61 C-mol/mol glucose
(menghabiskan 4.07% glukosa)

mol gucose = massa glucose input / BM glucose
= 40076.45 / 180
= 222.6469654 kmol glucose/hari

Biomass yang terbentuk = 0.61 x mol glucose
= 0.61 x 222.6469654
= 135.8146489 C-kmol/hari

Massa biomass terbentuk = Biomass terbentuk x BM C
= 135.814649 x 12
= 1629.77579 kg/hari

Pembentukan H2O bersama Biomass = 2920.080749 kg/hari

* Asumsi Urea dan DAP habis digunakan untuk pertumbuhan biomass membentuk H2O
* Asumsi Antifoam habis mencegah terbentuknya buih membentuk H2O
* Reaksi yang terjadi :

1) Pembentukan etanol dari glukosa

massa glukosa bereaksi = 92% x massa glukosa input
= 92% x 40076.45
= 36870.33747 kg/hari

mol glukosa bereaksi = massa glukosa bereaksi / BM glukosa
= 36870.33747 / 180
= 204.835 kmol/hari

	Glucose	⟶	2 Etanol	+	2 CO2
input	222.646965				
reaksi	-204.835		409.670416		409.6704163
output	17.8118		409.670416		409.6704163

massa etanol terbentuk = mol etanol terbentuk x BM etanol
= 409.6704163 x 46
= 18844.839 kg/hari

massa CO2 terbentuk = mol CO2 terbentuk x BM CO2
= 409.6704163 x 44
= 18025.498 kg/hari

2) Pembentukan Asam Asetat dari glukosa

massa glukosa bereaksi = 2.2% x massa glukosa input
= 2.2% x 40076.45
= 881.681983 kg/hari

mol glukosa bereaksi = massa glukosa bereaksi / BM glukosa
= 881.681983 / 180
= 4.898 kmol/hari

	Glucose	⟶	3 Asam Asetat
input	222.646965		
reaksi	-4.898		14.6946997
output	217.7487		14.6946997

massa asam asetat terbentuk = mol asam asetat terbentuk x BM asam asetat
= 14.69469972 x 60
= 881.682 kg/hari

3) Pembentukan Asam Laktat dari glukosa

massa glukosa bereaksi = 1.3% x massa glukosa input
= 1.3% x 40076.45
= 520.993899 kg/hari

mol glukosa bereaksi = massa glukosa bereaksi / BM glukosa
= 520.993899 / 180
= 2.894 kmol/hari

	Glucose	⟶	2 Asam Laktat
input	222.646965		
reaksi	-2.894		5.7888211
output	219.7526		5.7888211

massa asam laktat terbentuk = mol asam laktat terbentuk x BM asam laktat
= 5.7888211 x 90
= 520.994 kg/hari

4) Pembentukan etanol dari xylosa

massa xylosa bereaksi = 85% x massa xylosa <21>
= 85% x 30125.46
= 25606.64338 kg/hari

mol xylosa bereaksi = massa xylosa bereaksi / BM xylosa
= 25606.64338 / 150
= 170.711 kmol/hari

mol xylosa input = 200.84 kmol/hari

	3 Xylosa	⟶	5 Etanol	+	5 CO2
input	200.84				
reaksi	-170.711		284.5182598		284.5182598
output	30.125		284.5182598		284.5182598

massa etanol terbentuk = mol etanol terbentuk x BM etanol
= 284.51826 x 46
= 13087.840 kg/hari

massa CO2 terbentuk = mol CO2 terbentuk x BM CO2
= 284.51826 x 44
= 12518.803 kg/hari

5) Pembentukan asam asetat dari xylosa

massa xylosa bereaksi = 2.4% x massa xylosa input
= 2.4% x 30125.46
= 723.0111072 kg/hari

mol xylosa bereaksi = massa xylosa bereaksi / BM xylosa
= 723.0111072 / 150
= 4.820 kmol/hari

	2 Xylosa	⟶	5 Asam Asetat
input	30.125463		
reaksi	-4.820		12.05018512
output	25.3054		12.05018512

massa Asam Asetat terbentuk = mol Asam asetat terbentuk x BM asam asetat
= 12.0501851 x 60
= 723.011 kg/hari

6) Pembentukan asam laktat dari xylosa

massa xylosa bereaksi = 1.4% x massa xylosa input
= 1.4% x 30125.46
= 421.7564792 kg/hari

mol xylosa bereaksi = massa xylosa bereaksi / BM xylosa
= 421.7564792 / 150
= 2.812 kmol/hari

	3 Xylosa	⟶	5 Asam Laktat
input	30.125463		
reaksi	-2.812		4.686183102
output	27.3138		4.686183102

massa Asam Laktat terbentuk = mol Asam asetat terbentuk x BM asam asetat
= 4.6861831 x 90
= 421.756 kg/hari

7) Pembentukan Xylitol dari xylosa

massa xylosa bereaksi = 0.6% x massa xylosa input
= 0.6% x 30125.46
= 180.7527768 kg/hari

mol xylosa bereaksi = massa xylosa bereaksi / BM xylosa
= 180.7527768 / 150
= 1.205 kmol/hari

mol H2O input = massa H2O input/ BM H2O
= 416821.5 / 18
= 23156.74912 kmol/hari

	Xylosa	+	H_2O ⟶	Xylitol	+	$0.5\ O_2$
input	30.125463		23156.7491			
reaksi	-1.205		-1.205	1.205		0.60251
output	28.9204		23155.5	1.205		0.60251

massa Xylitol terbentuk = mol Xylitol terbentuk x BM Xylitol
= 1.205 x 152
= 183.163 kg/hari

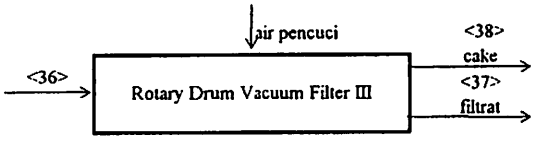
massa O2 terbentuk = mol O2 terbentuk x BM O2
= 0.603 x 32
= 19.280 kg/hari

massa H2O sisa = mol H2O sisa * BM H2O
= 23155.54 * 18
= 416799.8 kg/hari

* Massa sisa glukosa = massa glukosa input - Konsumsi total Glukosa
= 40076.45 - 39902.79
= 173.66 kg/hari

* Massa sisa Xylosa = massa xylosa input - Konsumsi total xylosa
= 30125.46 - 26932.16
= 3193.30 kg/hari

11. Rotary Drum Vacuum Filter III



Komposisi aliran <33> = Aliran <35>

Komponen	Masuk				Keluar			
	Aliran <36>		Air Pencuci		Aliran <37>		Aliran <38>	
	% massa	Massa (kg/hari)	% massa	Massa (kg/hari)	% massa	Massa (kg/hari)	% massa	Massa (kg/hari)
H2O	80.01%	419719.87	100.00%	56782.50826	90.84%	475470.80	1.78%	1031.586
Glucose	0.03%	173.66	0.00%		0.03%	173.29	0.00%	0.376
Xylose	0.61%	3193.30	0.00%		0.61%	3186.39	0.01%	6.913
Arabinose	0.14%	756.67	0.00%		0.14%	755.04	0.00%	1.638
Galactose	0.02%	108.80	0.00%		0.02%	108.57	0.00%	0.236
Furfural	0.52%	2737.99	0.00%		0.52%	2732.06	0.01%	5.928
HMF	0.02%	110.83	0.00%		0.02%	110.59	0.00%	0.240
Etanol	7.24%	37959.70	0.00%		7.24%	37877.52	0.14%	82.179
As.Asetat	0.33%	1734.75	0.00%		0.33%	1731.00	0.01%	3.756
As. Laktat	0.20%	1042.93	0.00%		0.20%	1040.68	0.00%	2.258
Biomass	10.82%	56782.51	0.00%		0.00%	0.00	98.04%	56782.51
Xylitol	0.05%	249.84	0.00%		0.05%	249.30	0.00%	0.541
Total	100.00%	524570.87	100.00%	56782.50826	100.00%	523435.22	100.00%	57918.16

Dry cake terdiri dari biomass
Dry cake = 56782.51 kg/hari

Jumlah air pencuci yang dibutuhkan (hugot, p.478) = 100% x Dry Cake
= 100% x 56782.50826
= 56782.50826 kg/hari

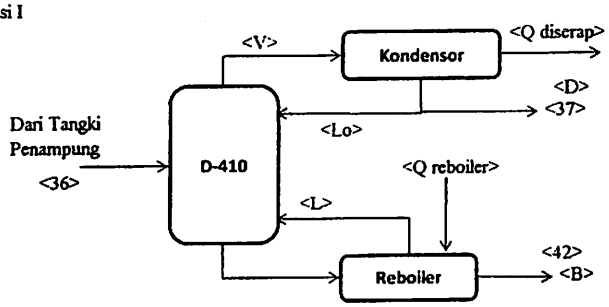
Filtrat terikut cake (2% x dry cake), hugot p.478 = 2% x Dry cake
= 2% x 56782.50826
= 1135.65 kg/hari

Filtrat terdiri dari H2O, glucose, xylose, arabinose, galactose, , furfural, HMF, etanol, asam asetat, asam laktat, dan xylitol
Filtrat = 524570.87 kg/hari

Diasumsikan komposisi filtrat terikut dry cake mengikuti komposisinya di aliran filtrat

H2O terikut pada cake	=	(massa H2O/massa filtrat)			x	Filtrat terikut
	=	476502.38	/	524570.87	x	1135.65
	=	1031.59	kg/hari			
Glucose terikut pada cake	=	(massa glucose/massa filtrat)			x	Filtrat terikut
	=	173.66	/	524570.87	x	1135.65
	=	0.38	kg/hari			
Xylose terikut pada cake	=	(massa xylose/massa filtrat)			x	Filtrat terikut
	=	3193.30	/	524570.87	x	1135.65
	=	6.91	kg/hari			
Arabinose terikut pada cake	=	(massa arabinose/massa filtrat)			x	Filtrat terikut
	=	756.67	/	524570.87	x	1135.65
	=	1.64	kg/hari			
Galactose terikut pada cake	=	(massa galactose/massa filtrat)			x	Filtrat terikut
	=	108.80	/	524570.87	x	1135.65
	=	0.24	kg/hari			
Furfural terikut pada cake	=	(massa furfural/massa filtrat)			x	Filtrat terikut
	=	2737.99	/	524570.87	x	1135.65
	=	5.93	kg/hari			
HMF terikut pada cake	=	(massa HMF/massa filtrat)			x	Filtrat terikut
	=	110.83	/	524570.87	x	1135.65
	=	0.24	kg/hari			
Etanol terikut pada cake	=	(massa etanol/massa filtrat)			x	Filtrat terikut
	=	37959.70	/	524570.87	x	1135.65
	=	82.18	kg/hari			
Asam asetat terikut pada cake	=	(massa As. asetat/massa filtrat)			x	Filtrat terikut
	=	1734.75	/	524570.87	x	1135.65
	=	3.76	kg/hari			
Asam laktat terikut pada cake	=	(massa As. laktat/massa filtrat)			x	Filtrat terikut
	=	1042.93	/	524570.87	x	1135.65
	=	2.26	kg/hari			
Xylitol terikut pada cake	=	(massa xylitol massa filtrat)			x	Filtrat terikut
	=	249.84	/	524570.87	x	1135.65
	=	0.54	kg/hari			

12. Kolom Distilasi I



Digunakan untuk perhitungan pada etanol dan asam asetat

$$\ln Psat(KPa) = A - \frac{B}{T(°C) + C}$$

Digunakan untuk perhitungan pada H2O

$$\log_{10}(Psat/bar) = A - \left[\left(\frac{B}{T(K) + C}\right)\right]$$

Digunakan untuk perhitungan pada glucose, galactose, , furfural, HMF, dan As. Laktat

$$\ln Psat\ (kPa) = A + \frac{B}{T\ (K) + C} + D \times \ln T(K)$$

Digunakan untuk perhitungan pada xylose dan arabinose

$$\ln Psat(Pa) = A - \frac{B}{T(K)}$$

Pendekatan Awal Temperatur untuk mencari α berdasarkan bubble point feed

P = 1.01 bar = 760 mmHg

T = 99.1 °C = 372 K

Konstanta Antoine

Senyawa	A	B	C	D
H2O	5.08354	1663.125	-45.622	
Glucose	254	-31423	0	-31
Xylose	46.29	19006	0	0
Arabinose	46.00	19006	0	0
Galactose	254	-31423	0	-31
Furfural	87.66	-8372	0	-11.13
HMF	29.76	-9243	0	-11.13
Etanol	16.6758	3674.49	226.45	
As.Asetat	4.68206	1642.54	-39.764	
As. Laktat	0.014141	-0.0001554	0	-0.189877
Xylitol	17.2392	4487.04	-140.2	

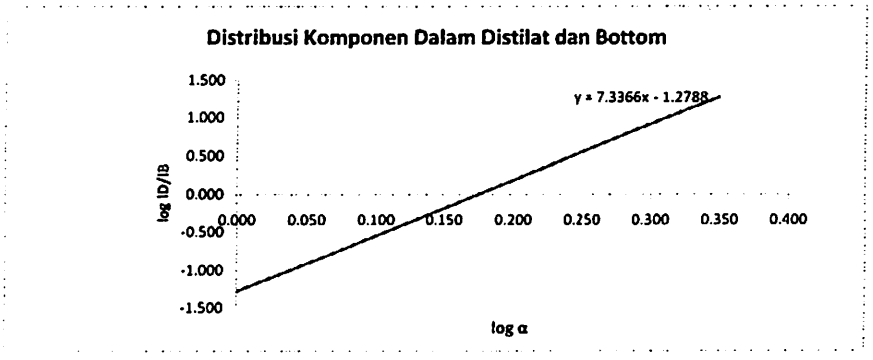
Komponen	m (kg)	n (kmol)	x	P_i^{sat}/mmHg	k_i	αi	log αi	y= x.ki
H2O	475470.80	26415.04	0.97	735.16	0.97	1.00	0	0.93
Glucose	173.29	0.96	0.00	0.00	0.00	0.00	-8.04	0.00
Xylose	3186.39	21.24	0.00	0.00	0.00	0.00	-7.06	0.00
Arabinose	755.04	5.03	0.00	0.00	0.00	0.00	-7.19	0.00
Galactose	108.57	0.60	0.00	0.00	0.00	0.00	-8.04	0.00
Furfural	2732.06	28.46	0.00	3.67	0.00	0.00	-2.30	0.00
HMF	110.59	0.88	0.00	0.00	0.00	0.00	-28.46	0.00
Etanol	37877.52	823.42	0.03	1640.51	2.16	2.23	0.35	0.07
As.Asetat	1731.00	28.85	0.00	413.57	0.54	0.56	-0.25	0.00
As. Laktat	1040.68	11.56	0.00	2.47	0.00	0.00	-2.47	0.00
Xylitol	249.30	1.64	0.00	5.96	0.01	0.01	-2.09	0.00
Total	523435.22	27337.70	1					1.00

$$\alpha i = \frac{\text{ki komponen}}{\text{ki heavy key}}$$

Heavy key (HK) = Air
Light key (LK) = Etanol

Asumsi distribusi produk distilat & bottom
ethanol di overhead = 95%
water di bottom = 95%

log [(air D/air B)] = -1.279
log [(ethanol D/ethanolB)] = 1.279
log α air = 0.000
log α ethanol = 0.349



Komponen	log(iD/iB)	iD/iB	n (kmol) D	n (kmol B)
H2O	-1.278	0.053	1322.931	25092.113
Glucose	-60.273	0.000	0.000	0.963
Xylose	-53.116	0.000	0.000	21.243
Arabinose	-54.040	0.000	0.000	5.034
Galactose	-60.273	0.000	0.000	0.603
Furfural	-18.174	0.000	0.000	28.459
HMF	-210.178	0.000	0.000	0.878
Etanol	1.280	19.069	782.395	41.030
As.Asetat	-3.112	0.001	0.022	28.828
As. Laktat	-19.429	0.000	0.000	11.563
Xylitol	-16.624	0.000	0.000	1.640
Total			2105.348	25232.352

No.	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <39>		Aliran <44>		Aliran <45>	
		% massa	Massa (kg/hari)	% massa	Massa (kg/hari)	% massa	Massa (kg/hari)
1	H2O	90.84%	475470.80	97.42%	451658.04	39.82%	23812.76
2	Glucose	0.03%	173.29	0.04%	173.29	0.00%	0.00
3	Xylose	0.61%	3186.39	0.69%	3186.39	0.00%	0.00
4	Arabinose	0.14%	755.04	0.16%	755.04	0.00%	0.00
5	Galactose	0.02%	108.57	0.02%	108.57	0.00%	0.00
7	Furfural	0.52%	2732.06	0.59%	2732.06	0.00%	0.00
8	HMF	0.02%	110.59	0.02%	110.59	0.00%	0.00
9	Etanol	7.24%	37877.52	0.41%	1887.36	60.18%	35990.16
10	As.Asetat	0.33%	1731.00	0.37%	1729.66	0.002%	1.34
11	As. Laktat	0.20%	1040.68	0.22%	1040.68	0.00%	0.00
12	Xylitol	0.05%	249.30	0.05%	249.30	0.00%	0.00
Total		100%	523435.22	100%	463630.96	100%	59804.26

Untuk Perhitungan Bubble Point dilakukan hingga $\sum y = 1$
Untuk Perhitungan Dew Point dilakukan hingga $\sum x = 1$

Perhitungan Buble point Distilat

P = 1.01 bar = 760 mmHg
T = 89.6 oC = 362.79 K

No.	Komponen	P/mmHg	xD	ki	yi = ki.xD
1	H2O	518.763	0.628	0.683	0.429
2	Glucose	0.000	0.000	0.000	0.000
3	Xylose	0.000	0.000	0.000	0.000
4	Arabinose	0.000	0.000	0.000	0.000
5	Galactose	0.000	0.000	0.000	0.000
7	Furfural	2.718	0.000	0.004	0.000
8	HMF	0.000	0.000	0.000	0.000
9	Etanol	1171.421	0.372	1.541	0.573
10	As.Asetat	296.693	0.000	0.390	0.000
11	As. Laktat	2.484	0.000	0.003	0.000
12	Xylitol	0.904	0.000	0.001	0.000
Total			1		1.00

Perhitungan Dew point Distilat

P = 1.01 bar = 760 mmHg
T = 93.7 oC = 366.84 K

No.	Komponen	P/mmHg	yi = xD	ki	xi=yi/ki
1	H2O	604.139	0.628	0.795	0.790
2	Glucose	0.000	0.000	0.000	0.000
3	Xylose	0.000	0.000	0.000	0.000
4	Arabinose	0.000	0.000	0.000	0.000
5	Galactose	0.000	0.000	0.000	0.000
7	Furfural	3.100	0.000	0.004	0.000
8	HMF	0.000	0.000	0.000	0.000
9	Etanol	1357.168	0.372	1.786	0.208
10	As.Asetat	343.022	0.000	0.451	0.000
11	As. Laktat	2.479	0.000	0.003	0.000
12	Xylitol	2.073	0.000	0.003	0.000
Total			1.000		1.00

Perhitungan Buble point Bottom

P = 1.01 bar = 760 mmHg

T = 100 oC = 373.20 K

No.	Komponen	P/mmHg	xB	ki	yi = ki.xB
1	H2O	761.515	0.994	1.002	0.996
2	Glucose	0.000	0.000	0.000	0.000
3	Xylose	0.000	0.001	0.000	0.000
4	Arabinose	0.000	0.000	0.000	0.000
5	Galactose	0.000	0.000	0.000	0.000
7	Furfural	3.777	0.001	0.005	0.000
8	HMF	0.000	0.000	0.000	0.000
9	Etanol	1697.268	0.002	2.233	0.004
10	As.Asetat	427.688	0.001	0.563	0.001
11	As. Laktat	2.471	0.000	0.003	0.000
12	Xylitol	7.195	0.000	0.009	0.000
Total			1		1.00

Perhitungan jumlah plate minimum Metode Fenske

$$Nm = \frac{\log [(xLK/xHK)D * (xHK/xLK)B]}{\log (\text{alfa } LK/HK)avg}$$

$$\alpha \text{ top} = \frac{ki\ LK}{ki\ HK} = \frac{1.541}{0.683} = 2.258$$

$$\alpha \text{ bottom} = \frac{ki\ LK}{ki\ HK} = \frac{2.233}{1.002} = 2.229$$

$$\alpha \text{ avg} = \frac{\alpha \text{ top} + \alpha \text{ bottom}}{2} = \frac{4.487}{2} = 2.243$$

$$Nm = \frac{\log\ 361.68}{\log\ 2.2435} = 7.29 \sim 8$$

Maka, jumlah plate minimal = 8 buah

Perhitungan nilai Reflux minimum Metode Underwood

Menggunakan persamaan :

$$\sum \frac{\alpha_{i,r} z_{iF} F}{\alpha_{ir} - \phi} = F(1-q) \quad \text{dan} \quad \sum \frac{\alpha_{ir} x_{iD} D}{\alpha_{ir} - \phi} = D(R_m + 1)$$

q = 1 (liquid jenuh)

zi = komposisi komponen masuk (feed)

F = feed yang masuk

ϕ = 2.15

No.	Komponen	n (kmol)	z_{iF}	xD	$\sum \frac{\alpha_{i,r} z_{iF} F}{\alpha_{i,r} - \phi}$	$\sum \frac{\alpha_{i,r} x_{iD} D}{\alpha_{i,r} - \phi}$
1	H2O	26415.04	0.97	0.63	-22928.57	-1148.32
2	Glucose	0.96	0.00	0.00	0.00	0.00
3	Xylose	21.24	0.00	0.00	0.00	0.00
4	Arabinose	5.03	0.00	0.00	0.00	0.00
5	Galactose	0.60	0.00	0.00	0.00	0.00
7	Furfural	28.46	0.00	0.00	-0.07	0.00
8	HMF	0.88	0.00	0.00	0.00	0.00
9	Etanol	823.42	0.03	0.37	23134.41	21981.7
10	As.Asetat	28.85	0.00	0.00	-10.21	-0.01
11	As. Laktat	11.56	0.00	0.00	-0.02	0.00
12	Xylitol	1.64	0.00	0.00	-0.01	0.00
Total		27337.70	1	1	196	20833.3

$D(R_m + 1)$ = 20833.34

R_m = 8.895

Maka, reflux minimum = 8.9

Diambil nilai R = 1.5 R_m

R = 13.34

dimana,

$$R = \frac{L_0}{D}$$

L_0 = 13.3 x 2,105.3

L_0 = 28091.992 kmol/hari

Perhitungan V (Rate Top Product Masuk Kondensor)

Produk Atas (sebelum reflux) = V

V = Lo + D

= 28091.992 + 2105.35

= 30197.34 kmol/hari

No.	Komponen V	fraksi mol	mol (kmol/hari)	massa (kg/hari)
1	H2O	0.62837	18975.00939	341550.169
2	Etanol	0.37162	11222.011	516212.5059
3	As. Asetat	0.00001	0.319826494	19.18958966
TOTAL		1.00000	30197.34	857781.8644

* Asumsi komposisi V = komposisi D

Menghitung jumlah plate

$$Y = \frac{N - Nmin}{N + 1} = 0.2788 - 1.3154X + 0.4114X^{0.2910} + 0.8268 \ln X + 0.9020 \ln(X+1/X)$$

$$X = \frac{R - Rmin}{R + 1} = 0.31$$

Substitusi nilai X ke persamaan Y

$$\frac{N - 8}{N + 1} = 0.33$$

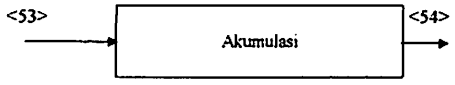
maka didapatkan,

N = 13.5 ~ 14

dengan efisiensi 70%

maka jumlah plate yang digunakan adalah 20 plate

10. Molecular Sieve



No.	Komponen	Masuk		Akumulasi		Keluar	
		Aliran <inlet>				Aliran <outlet>	
		% massa	Massa (kg/hari)	% massa	Massa (kg/hari)	% massa	Massa (kg/hari)
1	H2O	3.56%	1192.60	100.00%	1062.81	0.40%	129.79
2	Etanol	96.44%	32317.39	0.00%	0.00	99.60%	32317.39
Total		100%	33509.99	100%	1062.81	100%	32447.18

Kadar etanol yang diinginkan = 99.60% berat

% Massa air dalam produk = 100% - 99.60%
= 0.40%

Massa air dalam produk = 0.40% / 99.60% x massa ethanol
= 0.40% / 99.60% x 32317.39
= 129.79 kg/hari

Akumulasi air dalam mol. Sieve = air <inlet> - air <outlet>
= 1192.60 - 129.789
= 1062.81 kg/hari

Kebutuhan udara kering
T udara (dry) = # C
T wet = # C

Humidity Udara kering (H UK) = 0.0001 kg air/kg udara
Humidity Udara jenuh (H UJ) = 0.0272 kg air/kg udara

Air yang dapat diabsorb udara = (H UJ - H UK)
= 0.0271 kg air/kg udara

Kebutuhan Udara kering = Air akumulasi / Air yang dapat diabsorb
= 1062.81 / 0.0271
= 39218.2133 kg udara kering

APPENDIKS B
Neraca Energi

Tabel CP, Heat of Formation (Hf) dan Heat of Vap (Hv)

	CP (kJ/kg.C)	A	B	C	Hf (298 K) kJ/kg
H2O	(A+BT + CT2)*8.314/18	8.712	0.00125	0	-15880.00009
Glucose	1.351				-6982.794444
Xylose	0.00216				-6933.466667
Arabinose	0.00215				-6933.466667
Galactose	0.00213				-6982.794444
Mannose	0.00208				-6982.794444
Furfural	1.740				-1572.916667
HMF	1.740				-1572.916667
Etanol	(A+BT+CT2)/(1000*46)	102640	-139.63	-0.03	-6034.965217
CO2	(A+BT + CT2)*8.314/44	5.457	0.001045	0	-8943.490182
As.Asetat	2.184				-8103.013333
As. Laktat	2.339				-7625.107556
Biomass	1.304				5253
Urea	1.339				
DAP	1.674				
Antifoam	2.469				
Xylitol	1.836				-8021.710526
O2	(A+BT + CT2)*8.314/32	3.639	0.00051	0	0
Selulosa	1.364				-6026.925926
Xylan	(A + BT + CT2)/(132*1000)	-9530	547.25	0	-5775.878788
Arabinan	(A + BT + CT2)/(132*1000)	-9530	547.25	0	-5775.878788
Galactan	(A + BT + CT2)/(162*1000)	-9530	547.25	0	-5775.878788
Mannan	(A +BT + CT2)/(162*1000)	-9530	547.25	0	-5775.878788
Lignin	(A + BT + CT2)/(122.5*1000)	31432	394.427		
Ash	0.9				
H2SO4	1.424				-8269.377143
98%	1.424				
Ca(oh)2	1.544				-16994.25379
gypsum	1.138				-11659.98093
CaSO4	(A + BT - C/T2)/ 154 *4.184	18.52	0.2197	156800	-10361.55294
gypsum hidrat					-11759.47674

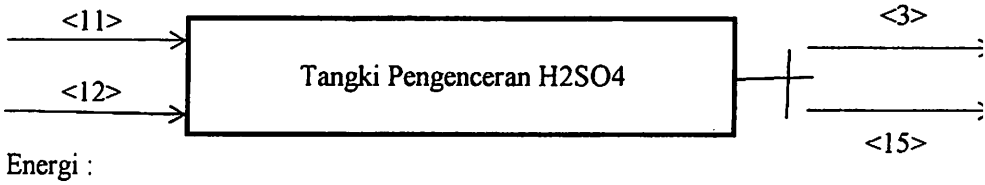
T ref = 25 C = 298 K

$$\Delta H = m \times \int_{T\,ref}^{T} Cp\, dT$$

Fase pada kondisi Reference :

1. Solid : Selulosa, Xylan, Arabinan, Galactan, Lignin, Ash
2. Liquid : H2O, H2SO4, (NH4)2HPO4, antifoam, Ca(OH)2, urea
3. Gas : -

1) Tangki Pengenceran H2SO4



Neraca Energi :
Entalpi masuk = Entalpi Keluar
H1 + H3 = H2 + H4

T <11>	=	30 C	=	303 K
T <12>	=	30 C	=	303 K
T <3>	=	35 C	=	308 K
T <15>	=	35 C	=	308 K

Entalpi masing-masing Aliran
Didapat dari grafik 12.17 Van Ness Edisi 6

Aliran Masuk
Aliran <11>
30°C (86°F) dan 98% H2SO4 dengan massa aliran 1,454.08 Kg/Hari

Ĥ <11>	=	-13.00	Btu/lbm
	=	-30.24	kJ/kg
H <11>	=	-43,969	kJ/hari

Aliran <12>
30°C (86°F) dan 0% H2SO4 dengan massa = 93,545.92 Kg

Ĥ <12>	=	53.00	Btu/lbm
	=	123.28	kJ/kg
H <12>	=	11,532,154	kJ/hari

Total Entalpi Aliran Masuk = 11,488,185 kJ/hari

Aliran Keluar
1.5 % H2SO4 dengan massa total aliran keluar = 38,000 kg

(Ĥ <3> + Ĥ <15>)	x	massa aliran keluar	=	Entalpi aliran masuk	
(Ĥ <3> + Ĥ <15>)	x	38,000.00	=	11,488,185	
		(Ĥ <2> + Ĥ <4>)	=	302.32	kJ/kg
			=	129.97	Btu/lbm

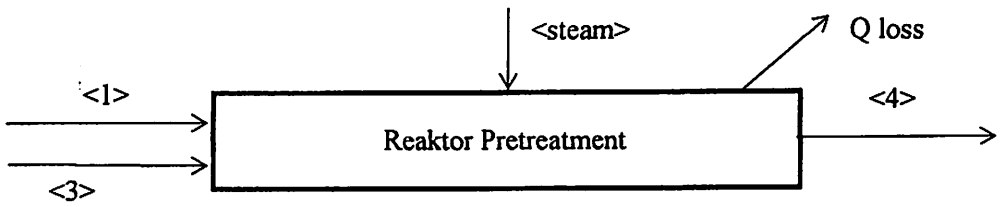
* karena Ĥ <3> = Ĥ <15> (1.5% H2SO4), maka dilakukan pembacaan Temperatur keluar pada grafik 12.17 Van Ness edisi 6 dengan plot 1.5% berat dan 51 Btu/lbm

Temperatur Keluar	95 °F	=	35 °C		
Total Entalpi Aliran Keluar		=	38,000.00	kg x	302.32 kJ/kg
		=	11,488,185	kJ/hari	

Neraca Energi Tangki Pengenceran

Masuk (kJ/hari)		Keluar (kJ/hari)	
H bahan masuk	11,488,185.2	H bahan keluar	11,488,185.20
TOTAL	**11,488,185.2**	**TOTAL**	**11,488,185.20**

2) Reaktor Pretreatment



Neraca Energi :

ΔH4 + ΔH5 + ΔHs = ΔH7 + Q

T <1> =	35 C =	308 K	T <4> =	215 C =	488.15 K
T <5> =	100 C =	373 K	T <steam> =	215 C =	488.15 K

ΔT (T-Tref) :

Steam		190
Aliran	1	10
Aliran	3	75

Entalpi Aliran Masuk				
Aliran	Komponen	Massa (kg/hari)	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\,dT$ (kJ/kg)	ΔH (kJ / hari)
<Steam>	H2O	28,233.74	2,789.41	78,755,438.9

Aliran <1>	Selulosa	73,910.00	13.64	1,008,132.4
	Xylan	38,760.00	12.05	467,190.7
	Arabinan	6,460.00	12.05	77,865.1
	Galactan	950.00	9.82	9,330.2
	Lignin	25,650.00	12.49	320,309.6
	Ash	34,200.00	9.00	307,800.0
	H2O	10,070.00	40.27	405,505.1
Aliran<3>	H2O	56,145.00	303.42	17,035,629.8
	H2SO4	855.00	106.80	91,314.0
TOTAL				**98,478,515.9**

ΔT (T-Tref) 190

Entalpi Aliran Keluar <7>			
Komponen	Massa	$\int_{T\,ref}^{T} Cp\,dT$	ΔH
	(kg/hari)	(kJ/kg)	(kJ / hari)
Selulosa	69,105.85	259.16	17,909,472.09
Xylan	5,814.00	370.80	2,155,845.98
Arabinan	969.00	370.80	359,307.66
Galactan	95.00	302.14	28,702.86
Lignin	25,650.00	347.38	8,910,398.68
Ash	34,200.00	171.00	5,848,200.00
H2O	90,475.95	807.57	73,065,661.42
H2SO4	855.00	270.56	231,328.80
Glucose	5,337.94	256.69	1,370,196.96
Xylose	33,034.09	0.41	13,557.19
Arabinose	5,505.68	0.41	2,245.58
Galactose	791.67	0.40	320.05
Furfural	3,288.73	330.60	1,087,253.24
HMF	110.83	330.60	36,641.50
TOTAL			**111,019,132.02**

ΔT = 180

Entalpi Reaksi							
No. Reaks	Komponen	$\Delta H^{o}_{f(298\ K)}$ (kJ/kg)	massa (kg/hari)	$\Delta H_{f(298\ K)}$ (kJ/hari)	$\int_{T\ awal}^{T\ akhir} Cp\ dT$ (kJ/kg)	ΔHsensible (kJ/hari)	$\Delta H_{r(operasi)}$ (kJ/hari)
	Selulosa	-6,026.93	4,804.15	-28,954,256	245.52	1,179,514.9	1,728,287
	H2O	-15,880.00	533.79	-8,476,656	733.67	391,628.4	
1	Glucose	-6,982.79	5,337.94	-37,273,769			
	Xylan	-5,775.88	29,070.00	-167,904,796	209.499	6,090,139.4	10,812,262
	H2O	-15,880.00	3,964.09	-62,949,764	733.669	2,908,330.3	
2	Xylose	-6,933.47	33,034.09	-229,040,768			
	Xylan	-5,775.88	3,876.00	-22,387,306	209.499	812,018.6	1,978,812
	H2O	-15,880.00	1,057.09	-16,786,604			
3	Furfural	-1,572.92	2,818.91	-4,433,909			
	Arabinan	-5,775.88	4,845.00	-27,984,133	209.499	1,015,023.2	1,802,044
	H2O	-15,880.00	660.68	-10,491,627	733.669	484,721.7	
4	Arabinnose	-6,933.47	5,505.68	-38,173,461			
	Arabinan	-5,775.88	646.00	-3,731,218	209.499	135,336.4	329,801.99
	H2O	-15,880.00	176.18	-2,797,767			
5	Furfural	-1,572.92	469.82	-738,985			
	Galactan	-5,775.88	712.50	-4,115,314	170.703	121,625.9	24,142.71
	H2O	-15,880.00	79.17	-1,257,167	733.669	58,082.1	
6	Galactose	-6,982.79	791.67	-5,528,046			
	Galactan	-5,775.88	142.50	-823,063	170.703	24,325.2	170,189.64
	H2O	-15,880.00	31.67	-502,867			
7	HMF	-1,572.92	110.83	-174,332			
TOTAL							16,845,538

* untuk massa H2O dari aliran <steam> dilakukan dengan goal seek Ms. Excel dilakukan trial massa H2O agar sama dengan kebutuhan steam

Reaksi yang terjadi

No. Reaksi	Reaksi				
1	(selulosa)n	+	n H2O	→	n Glucose
2	(xylan)n	+	n H2O	→	n xylose
3	(xylan)n	→	n furfural	+	2n H2O
4	(arabinan)n	+	n H2O	→	n arabinose
5	(arabinan)n	→	n furfural	+	2n H2O
6	(galactan)n	+	n H2O	→	n galactose
7	(galactan)n	→	n HMF	+	2n H2O

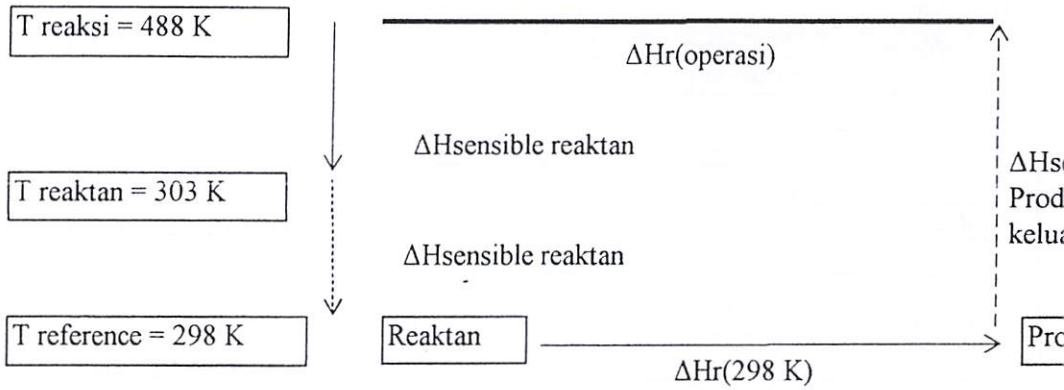
Reaksi 1

(selulosa)n + n H2O → n Glucose

Komponen	$\Delta H^o_{f(298\ K)}$	massa	$\Delta H_{f(298\ K)}$	$\int_{T\ awal}^{T\ akhir} Cp\,dT$	ΔHsensible	ΔH
	(kJ/kg)	(kg/hari)	(kJ/hari)	(kJ/kg)	(kJ/hari)	kJ/
Selulosa	-6,026.93	4,804.15	-28,954,256.19	245.52	1,179,514.91	1,
H2O	########	533.79	-8,476,655.83	733.67	391,628.40	
Glucose	-6,982.79	5,337.94	-37,273,768.81			
TOTAL					1,571,143.31	1,

ΔT = T akhir - T awal
= T operasi - T reaktan
= 180

$\Delta H_{r(298\ K)}$ = $\sum \Delta Hf$ produk - $\sum \Delta Hf$ reaktan
= -37273768.81 - -28954256.19 - -8476655.8
= 157143.20 kJ/hari



* Reaksi berlangsung pada suhu 488 K ; perhitungan ΔH sensible reaktan masuk sudah teriku perhitungan ΔH sensible bahan masuk ; ΔH sensible produk sudah termasuk perhitungan ΔH sensible bahan keluar

$\Delta H_{r(operasi)}$ = $\Delta H_{r(298\ K)}$ + $\sum \Delta H$sensible reaktan
= 157143.20 + 1571143.31
= 1728286.51 kJ/hari

Saturated Steam 21 bar

Ĥ steam = 2800 kJ/kg
Ĥ kondensat = 872 kJ/kg
ms = massa steam = massa kondensat

Neraca Energi

* asumsi Energi loss = 16,278,946.92 kJ/ hari

Energi masu = Energi keluar

H bahan masuk + (ms x Ĥ ste = H reaksi+H bahan keluar+Energiloss+(ms x Ĥ kondensa

(H bahan masuk + (ms x H steam)) = H reaksi + H bahan keluar + (ms x H kondesat)

88,630,664.28 + ms 2,506.83 = 16,845,538.3 + 111,019,132 + ms 807.5

ms = 23,088.84 kg/hari

Energi loss = H bahan masuk - H bahan keluar - H reaksi + ms($\hat{H}$steam - $\hat{H}$ kondensat)

=

H steam = $\hat{H}$ steam x ms

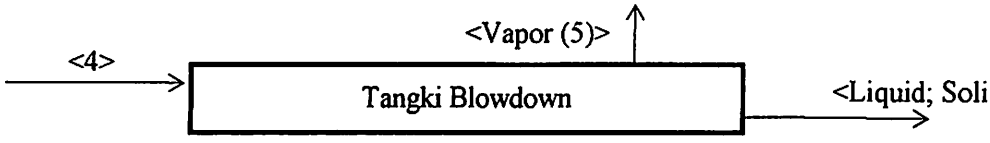
= 64,310,953.36 kJ/hari

H kondesat = $\hat{H}$ kondensat x ms

= 18,645,851.94 kJ/hari

Neraca Energi Reaktor Pretreatment				
No.	**Aliran Masuk**	**Energi (kJ/hari)**	**Aliran Keluar**	**Energi (kJ/hari)**
1	H bahan masuk	98,478,515.86	H bahan keluar	111,019,132.02
2	H Steam	64,310,953.36	H reaksi	16,845,538.35
3			H kondensat	18,645,851.94
			Q loss	16,278,946.92
TOTAL		**162,789,469.23**		**162,789,469.23**

3) Tangki Blowdown



Neraca Energi : ΔH 7 =ΔH Vap + ΔH Liq,Sol

T <4>	=	215 C	=	488.15 K
T <5>	=	97 C	=	370.15 K
T <6>	=	97 C	=	370.15 K

ΔT (T-Tref 190

Entalpi Aliran Masuk			
Komponen	Massa	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\, dT$	ΔH
	(kg/hari)	(kJ/kg)	(kJ / hari)
Selulosa	69,105.85	259.16	17,909,472.09
Xylan	5,814.00	370.80	2,155,845.98
Arabinan	969.00	370.80	359,307.66
Galactan	95.00	302.14	28,702.86
Lignin	25,650.00	347.38	8,910,398.68
Ash	34,200.00	171.00	5,848,200.00
H2O	90,475.95	774.98	70,116,761.48
H2SO4	855.00	270.56	231,328.80
Glucose	5,337.94	256.69	1,370,196.96
Xylose	33,034.09	0.41	13,557.19
Arabinose	5,505.68	0.41	2,245.58
Galactose	791.67	0.40	320.05
Furfural	3,288.73	330.60	1,087,253.24
HMF	110.83	330.60	36,641.50
TOTAL			**108,070,232.08**

Entalpi Aliran Keluar				
Aliran	Komponen	Massa (kg/hari)	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\, dT$ (kJ/kg)	ΔH (kJ / hari)
<Liq,sol>	H2O	60,633.33	291.21	17,656,887.16
	Glucose	5,337.94	97.27	519,205.31
	Xylose	33,033.93	0.16	5,137.17
	Arabinose	5,505.66	0.15	850.91
	Galactose	791.67	0.15	121.28
	Furfural	2,740.79	125.27	343,348.02
	HMF	110.83	125.27	13,884.48
	H2SO4	851.20	102.52	87,267.46
	Selulosa	69,105.85	98.20	6,786,394.95
	Xylan	5,814.00	105.29	612,127.37
	Arabinan	969.00	105.29	102,021.23
	Galactan	95.00	85.79	8,149.84
	Lignin	25,650.00	104.28	2,674,741.81
	Ash	34,200.00	64.80	2,216,044.94
<V>	H2O	24,697.71	291.21	7,192,160.38
	Furfural	547.94	125.27	68,642.34
	H2SO4	3.80	102.52	389.43
TOTAL				**38,287,374.08**

ΔT (T-Tref) 72

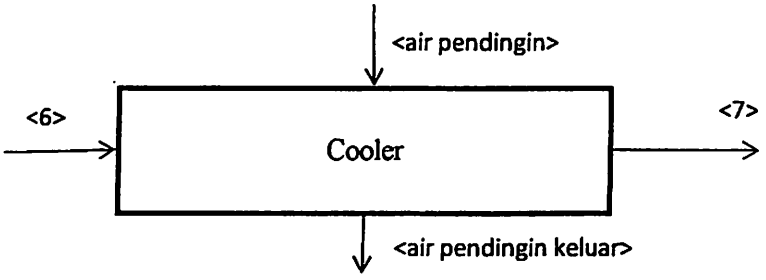
Tabel Panas Laten (J/kmol)					
Komponen	C1	C2	C3	C4	Tc (K)
H2O	########	0.32	-0.21	0.26	647.10
Furfural	59,610.00	0.31	0.00	0.00	657.05
H2SO4					925.05

$$\Delta Hv = C1 \times (1 - T_R)^{C2 + C3 \times T_R + C4 \times T_R \times T_R}$$

Panas Laten Bahan Masuk						
Komponen	Massa (kg/hari)	T (K)	Tr = T/Tc	Panas Laten (J/kmol)	(kJ/kg)	(kJ/hari)
H2O	24,697.71	370.15	0.57	50,856,962.33	2,825	69,780,581
Furfural	547.94	370.15	0.56	59,610.00	0.62	340.24
H2SO4	3.80	370.15	0.40	-	510.00	1,937.22
TOTAL	**25,245.65**					**69,782,858**

Neraca Energi Tangki Blowdown				
No.	Aliran Masuk	Energi (kJ/hari)	Aliran Keluar	Energi (kJ/hari)
1	H bahan masuk	108,070,232.08	H bahan keluar	38,287,374.08
2			Panas Laten	69,782,858.00
3				
TOTAL		**108,070,232.08**		**108,070,232.08**

4) Cooler



Neraca Energi : ΔH8 = ΔH10 + Qout

T <6>	=	97 C	=	370 K	ΔT (T-Tref)in=	71.996
T <7>	=	35 C	=	308 K	ΔT (T-Tref)out=	10

T <air pendingin>	=	30 C	=	303.15 K
T <air pendingin keluar>	=	34 C	=	307.15 K

Entalpi bahan masuk			
Komponen	**Massa**	$\int_{T\,ref}^{T} Cp\,dT$	**ΔH**
	(kg/hari)	**(kJ/kg)**	**(kJ / hari)**
Selulosa	69,105.85	98.20	6,786,394.95
Xylan	5,814.00	370.80	2,155,845.98
Arabinan	969.00	370.80	359,307.66
Galactan	95.00	302.14	28,702.86
Lignin	25,650.00	347.38	8,910,398.68
Ash	34,200.00	171.00	5,848,200.00
H2O	60,633.33	807.57	48,965,661.12
H2SO4	851.20	270.56	230,301.08
Glucose	5,337.94	256.69	1,370,196.26
Xylose	33,033.93	0.41	13,557.13
Arabinose	5,505.66	0.41	2,245.58
Galactose	791.67	0.40	320.05
Furfural	2,740.79	330.60	906,104.32
HMF	110.83	330.60	36,641.50
TOTAL			**75,613,877.19**

Entalpi Bahan Keluar			
Komponen	**Massa**	$\int_{T\,ref}^{T} Cp\,dT$	**ΔH**
	(kg/hari)	**(kJ/kg)**	**(kJ / hari)**
Selulosa	69,105.85	13.64	942,603.79
Xylan	5,814.00	12.05	70,078.60
Arabinan	969.00	12.05	11,679.77
Galactan	95.00	9.82	933.02
Ash	34,200.00	9.00	307,800.00
H2O	60,633.33	40.27	2,441,621.15

H2SO4	851.20	14.24	12,121.11
Glucose	5,337.94	13.51	72,115.59
Xylose	33,033.93	0.02	713.53
Arabinose	5,505.66	0.02	118.19
Galactose	791.67	0.02	16.84
Furfural	2,740.79	17.40	47,689.70
TOTAL			**3,907,491.31**

Kebutuhan air pendingin

Q out + H bahan keluar = H bahan masuk

Q out = H bahan masuk - H bahan keluar

Q out = 75,613,877.19 - 3,907,491.31

Q out = 71,706,385.87 kJ/hari

Q out = massa air pendingin x $\int_{60\,C}^{45\,C} Cp\ air\ dT$

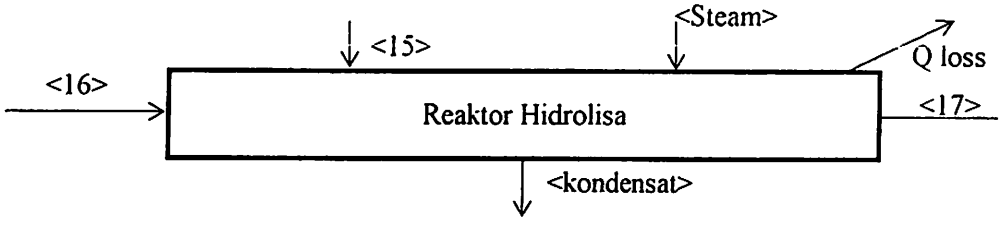
$\int_{30\,C}^{45\,C} Cp\ air\ dT$ = 16.10 kJ/kg

massa air pendingin = $\dfrac{\text{Q out}}{\int_{30\,C}^{45\,C} Cp\ air\ dT}$

= 4,453,668.14 kg/hari

Neraca energi Cooler			
masuk (kJ/hari)		**keluar (kJ/hari)**	
H bahan masuk	75,613,877.19	H bahan keluar	3,907,491.31
		Q out	71,706,385.87
TOTAL	**75,613,877.19**		**75,613,877.19**

5) Reaktor Hidrolisa



Neraca Energi : ΔH16 + ΔH15 + ΔHs = ΔH17 + ΔH kondensat + Q

T <16> =	35 C	=	308 K		
T <15> =	100 C	=	373 K	T <Steam>	190 C
T <17> =	190 C	=	463 K		463.15 K

ΔT (T-Tref) steam	165	ΔT (T-Tref) aliran 17	165
ΔT (T-Tref) aliran 5	10		
ΔT (T-Tref) aliran 12	75		

Entalpi Aliran Masuk				
Aliran	Komponen	Massa (kg/hari)	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\, dT$ (kJ/kg)	ΔH (kJ / hari)
<steam>	H2O	110,721.99	2,784.32	308,285,463.65
	Selulosa	69,105.85	13.64	942,603.79
	Xylan	5,814.00	12.05	70,078.60
	Arabinan	969.00	12.05	11,679.77
	Galactan	95.00	9.82	933.02
	Lignin	25,650.00	9.00	230,850.00

Aliran <16>	ash	34,200.00	9.00	307,800.00
	H2O	2,179.95	40.27	87,783.70
	H2SO4	9.44	14.24	134.49
	Glucose	59.23	13.51	800.18
	Xylose	366.54	0.02	7.92
	Arabinose	61.09	0.02	1.31
	Galactose	8.78	0.02	0.19
	Furfural	30.41	17.40	529.15
	HMF	1.23	17.40	21.40
Aliran<15>	H2O	37,430.00	303.42	11,357,086.51
	H2SO4	570.00	106.80	60,876.00
TOTAL				**13,071,186.04**

* untuk massa H2O dari aliran <steam> dilakukan dengan goal seek Ms. Excel dilakukan trial massa H2O agar sama dengan kebutuhan steam

Entalpi Aliran Keluar				
Aliran	**Komponen**	**Massa (kg/hari)**	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\, dT$ **(kJ/kg)**	**ΔH (kJ / hari)**
Aliran <17>	Selulosa	33,998.60	225.06	7,651,724.92
	Xylan	5,814.00	304.91	1,772,753.55
	Arabinan	969.00	304.91	295,458.93
	Galactan	95.00	248.45	23,602.38
	Lignin	25,650.00	288.39	7,397,301.54
	ash	34,200.00	148.50	5,078,700.00
	H2O	146,431.14	798.05	116,859,372.50
	H2SO4	579.44	234.96	136,146.33
	Glucose	39,067.28	222.92	8,708,683.63
	Xylose	366.54	0.36	130.63
	Arabinose	61.09	0.35	21.64
	Galactose	8.78	0.35	3.08
	Furfural	30.41	287.10	8,731.03
	HMF	1.23	287.10	353.07
TOTAL				**147,932,983.24**

Entalpi Reaksi

* H2O untuk reaksi didapatkan dari larutan H2SO4 (aliran <15>)

$$(C_6H_{10}O_5)_n + n\,H2O \longrightarrow n\,C_6H_{12}O_6$$

ΔT 155

Komponen	$\Delta H^o_{f(298\,K)}$	massa	$\Delta H_{f(298\,K)}\int_{T\,awal}^{T\,akhir} Cp\,dT$		ΔHsensible
	(kJ/kg)	(kg/hari)	(kJ/hari)	(kJ/kg)	(kJ/hari)
Selulosa	-6,026.93	35,107.25	-211,588,795.21	211.42	7,422,374.80
H2O	########	3,900.81	-61,944,792.57	630.65	2,460,050.16
Glucose	-6,982.79	39,008.06	-272,385,233.62		
TOTAL					**9,882,425.0**

$\Delta H_{r(298\,K)}$ = ∑ ΔHf produk - ∑ ΔHf reaktan

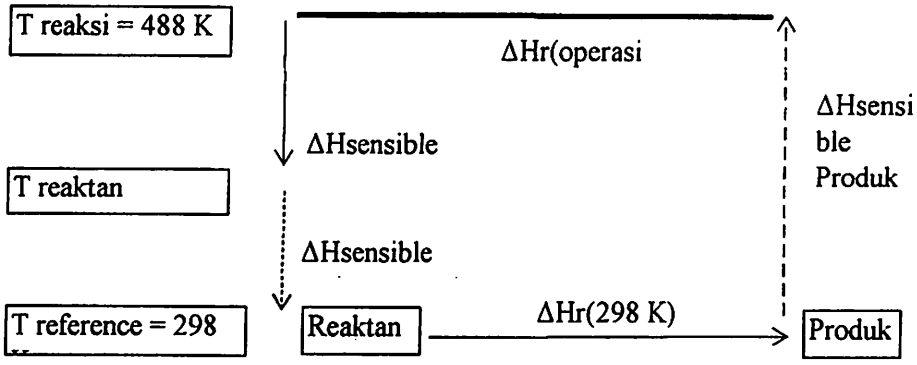
= -272,385,233.62 - -211,588,795.21 - -61,944,792.57

= 1,148,354.16 kJ/hari

* T operasi = ### K 190 C

T reaktan = ### K 35 C

ΔT = T operasi - T reaktan



* Reaksi berlangsung pada suhu 488 K ; perhitungan ΔH sensible reaktan masuk sudah teriku
perhitungan ΔH sensible bahan masuk ; ΔH sensible produk sudah termasuk perhitungan

ΔH sensible bahan keluar

$\Delta H_{r(operasi)}$ = $\Delta H_{r(298\,K)}$ + ∑ ΔHsensible reaktan

= 1,148,354.16 + 9,882,424.96

= 11,030,779.12 kJ/hari

Saturated Steam 12.5 bar

Ĥ steam = 2786 kJ/kg

Ĥ kondensat = 808 kJ/kg

ms = massa steam = massa kondensat

Neraca Energi

* asumsi Energi loss = 13,408,015.22 kJ/ hari

Energi masu = Energi keluar

H bahan masuk + (ms x Ĥ steam) = H reaksi+H bahan keluar+Energi loss+(ms x Ĥ kondensat)

(H bahan masuk + (ms x H ste = H reaksi + H bahan keluar + (ms x H kondesat)

11,764,067.4 + ms 2,505.89 -61,944,793 + 147,932,983.24 ms 798

ms = 43,460.87 kg/hari

H steam = Ĥ steam x ms

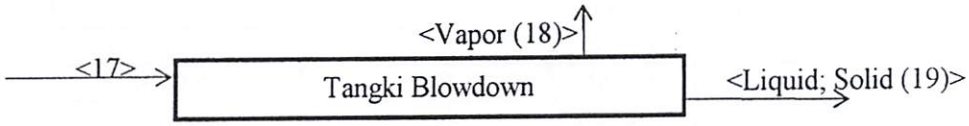
= 121,008,966.20 kJ/hari

H kondesat = Ĥ kondensat x ms

= 34,683,946.34 kJ/hari

Neraca Energi Reaktor Hidrolisa				
No.	**Aliran Masuk**	**Energi (kJ/hari)**	**Aliran Keluar**	**Energi (kJ/hari)**
1.00	H bahan masuk	13,071,186.04	H bahan keluar	147,932,983.24
2.00	H Steam	121,008,966.20	H reaksi	-61,944,792.57
3.00			H kondensat	34,683,946.34
			Q loss	13,408,015.22
TOTAL		**134,080,152.24**		**134,080,152.24**

6) Tangki Blowdown



Neraca Energi : ΔH 17 = ΔH vap + ΔH Liq, Sol

T <17> = 190 C = 463.15 K *

T <18> = ### C = 382.55 K

T <19> = ### C = 382.55 K Trial T<V> 109.4042

ΔT (T-Tref) aliran 18 165

ΔT (T-Tref) keluar 84

Entalpi Aliran Masuk				
Aliran	**Komponen**	**Massa**	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\, dT$	**ΔH**
		(kg/hari)	**(kJ/kg)**	**(kJ / hari)**
	Selulosa	33,998.60	225.06	7,651,724.92

Aliran <17>	Xylan	5,814.00	304.91	1,772,753.55
	Arabinan	969.00	304.91	295,458.93
	Galactan	95.00	248.45	23,602.38
	Lignin	25,650.00	288.39	7,397,301.54
	ash	34,200.00	148.50	5,078,700.00
	H2O	146,431.14	671.82	98,374,691.26
	H2SO4	579.44	234.96	136,146.33
	Glucose	39,067.28	222.92	8,708,683.63
	Xylose	366.54	0.36	130.63
	Arabinose	61.09	0.35	21.64
	Galactose	8.78	0.35	3.08
	Furfural	30.41	287.10	8,731.03
	HMF	1.23	287.10	353.07
TOTAL				**129448302.0**

Entalpi Aliran Keluar				
Aliran	**Komponen**	**Massa (kg/hari)**	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\, dT$ **(kJ/kg)**	**ΔH (kJ / hari)**
<Liq,sol>	H2O	120,621.26	341.70	41,215,937.93
	Glucose	39,067.28	114.03	4,454,845.06
	Xylose	366.54	0.18	66.82
	Arabinose	61.09	0.18	11.07
	Galactose	8.78	0.18	1.58
	Furfural	27.61	146.86	4,055.06
	HMF	1.23	146.86	180.61
	H2SO4	578.15	120.19	69,489.32
	Selulosa	33,998.60	115.13	3,914,168.69
	Xylan	5,814.00	23.44	136,289.16
	Arabinan	969.00	127.77	123,811.00
	Galactan	95.00	19.10	1,814.55
	Lignin	25,650.00	44.60	1,143,863.13
	Ash	34,200.00	75.96	2,597,961.73
<V>	H2O	25,809.88	341.70	8,819,160.80
	Furfural	2.80	146.86	411.22
	H2SO4	1.29	120.19	155.07
TOTAL				**62,482,222.80**

Tabel Panas Laten (J/kmol)					
Komponen	C1	C2	C3	C4	Tc (K)
H2O	########	0.32	-0.21	0.26	647.10
Furfural	59,610.00	0.31	0.00	0.00	657.05
H2SO4					925.05

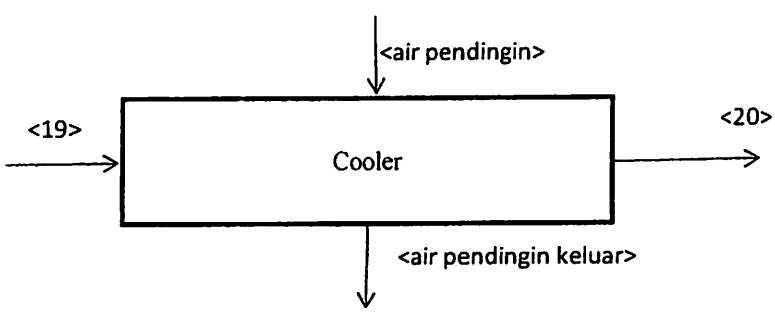
$$\Delta Hv = C1 \times (1 - T_R)^{C2 + C3 \times T_R + C4 \times T_R \times T_R}$$

Panas Laten Bahan Masuk						
Komponen	**Massa (kg/hari)**	**T (K)**	**Tr = T/Tc**	**Panas Laten**		
				(J/kmol)	**(kJ/kg)**	**(kJ/h**

H2O	25,809.88	382.55	0.59	46,702,179.81	2,595	66,965,420
Furfural	2.80	382.55	0.58	53,018.91	0.55	1.55
H2SO4	1.29	382.55	0.41	-	510.00	658.01
TOTAL	**25,812.68**					**66,966,079**

Neraca Energi Tangki Blowdown				
No.	**Aliran Masuk**	**Energi (kJ/hari)**	**Aliran Keluar**	**Energi (kJ/hari)**
1	H bahan masuk	129,448,302.00	H bahan keluar	62,482,222.80
2			Panas Laten	66,966,079.19
3				
TOTAL		**129,448,302.00**		**129,448,302.00**

7) Cooler



Neraca Energi : ΔH liq,sol = ΔH 20 + Q out

T <19> = 110 C = 383 K
T <20> = 35 C = 308 K

T <air pendingin> = 30 C = 303.15 K
T <air pendingin keluar> = 34 C = 307.15 K

ΔT (T-Tref) masuk 84
ΔT (T-Tref) keluar 5

Entalpi Aliran Masuk				
Aliran	**Komponen**	**Massa (kg/hari)**	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\, dT$ **(kJ/kg)**	**ΔH (kJ / hari)**
Aliran <liq,sol>	Selulosa	33,998.60	115.13	3,914,168.69
	Xylan	5,814.00	127.77	742,865.99
	Arabinan	969.00	127.77	123,811.00
	Galactan	95.00	104.11	9,890.49
	Lignin	25,650.00	125.62	3,222,204.42
	ash	34,200.00	75.96	2,597,961.73
	H2O	120,621.26	341.70	41,215,937.93
	H2SO4	578.15	120.19	69,489.32
	Glucose	39,067.28	114.03	4,454,845.06
	Xylose	366.54	0.18	66.82
	Arabinose	61.09	0.18	11.07
	Galactose	8.78	0.18	1.58

	Furfural	27.61	146.86	4,055.06
	HMF	1.23	146.86	180.61
TOTAL				**56,355,489.77**

Entalpi Aliran Keluar				
Aliran	**Komponen**	**Massa**	$\int_{30C}^{45C} Cp\,air\,dT$	**ΔH**
		(kg/hari)	**(kJ/kg)**	**(kJ / hari)**
Aliran <20>	Selulosa	33,998.60	6.82	231,870.45
	Xylan	5,814.00	6.03	35,039.30
	Arabinan	969.00	6.03	5,839.88
	Galactan	95.00	4.91	466.51
	Lignin	25,650.00	6.24	160,154.81
	ash	34,200.00	4.50	153,900.00
	H2O	120,621.26	20.13	2,427,755.88
	H2SO4	578.15	7.12	4,116.46
	Glucose	39,067.28	6.76	263,899.44
	Xylose	366.54	0.01	3.96
	Arabinose	61.09	0.01	0.66
	Galactose	8.78	0.01	0.09
	Furfural	27.61	8.70	240.22
	HMF	1.23	8.70	10.70
TOTAL				**3,283,298.36**

Kebutuhan air pendingin

Q out + H bahan keluar = H bahan masuk

Q out = H bahan masuk - H bahan keluar

Q out = 56,355,489.77 - 3,283,298.36

Q out = 53,072,191.40 kJ/hari

Q out = massa air pendingin x $\int_{30C}^{45C} Cp\,air\,dT$

$\int_{30C}^{45C} Cp\,air\,dT$ = 16.10 kJ/kg

massa air pendingin = $\dfrac{\text{Q out}}{\int_{30C}^{45C} Cp\,air\,dT}$

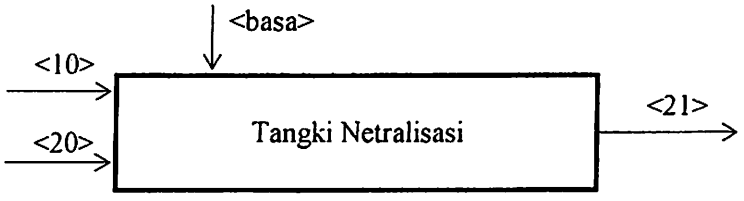
$$\int_{30\,c} Cp\ air\ dT$$

= 3,296,302.35 kg/hari

Neraca energi Cooler

Masuk (kJ/hari)		Keluar (kJ/hari)	
H bahan masuk	56,355,489.8	H bahan keluar	3,283,298.36
		Q out	53,072,191.40
TOTAL	**56,355,489.8**		**56,355,489.8**

8) Reaktor Netralisasi



Neraca Energi : ΔH 10 + ΔH 20 + ΔH basa = ΔH 21

T <10>	=	308 K	=	35 C		T <21>		
T <20>	=	308 K	=	35 C			307.6	K
T <basa>	=	303 K	=	30 C			34.5	C
ΔT (T-Tref) masuk		10						

Entalpi Aliran Masuk				
Aliran	Komponen	Massa (kg/hari)	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\, dT$ (kJ/kg)	ΔH (kJ / hari)
Aliran <10>	Selulosa	33,998.60	13.64	463,740.90
	Xylan	5,814.00	12.05	70,078.60
	Arabinan	969.00	12.05	11,679.77
	Galactan	95.00	9.82	933.02
	Lignin	25,650.00	12.49	320,309.62
	ash	34,200.00	9.00	307,800.00
	H2O	120,621.26	40.27	4,857,252.81
	H2SO4	578.15	14.24	8,232.92
	Glucose	39,067.28	13.51	527,798.89
	Xylose	366.54	0.02	7.92
	Arabinose	61.09	0.02	1.31
	Galactose	8.78	0.02	0.19
	Furfural	27.61	17.40	480.43
	HMF	1.23	17.40	21.40
<20>	H2O	194,287.23	40.27	7,823,680.24
	H2SO4	841.76	14.24	11,986.62
	Glucose	5,278.71	13.51	71,315.42
	Xylose	32,667.40	0.02	705.62
	Arabinose	5,444.57	0.02	116.88
	Galactose	782.88	0.02	16.66
	Furfural	2,710.38	17.40	47,160.55
	HMF	109.60	17.40	1,907.10
<basa>	Ca(OH)2	1,072.18	15.44	16,551.77
	H2O	119.13	40.27	4,797.24
TOTAL				14,546,575.85

ΔT (T-Tref) keluar 9.5

Entalpi Aliran Keluar				
Aliran	Komponen	Massa	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\,dT$	ΔH
		(kg/hari)	(kJ/kg)	(kJ / hari)
<21>	Selulosa	33,998.60	12.92	439,391.53
	Xylan	5,814.00	11.40	66,279.11
	Arabinan	969.00	11.40	11,046.52
	Galactan	95.00	9.29	882.44
	Lignin	25,650.00	11.82	303,080.43
	ash	34,200.00	8.53	291,638.52
	H2O	315,027.63	38.15	12,019,195.47
	Glucose	44,345.99	12.80	567,656.95
	Xylose	33,033.93	0.02	676.07
	Arabinose	5,505.66	0.02	111.98
	Galactose	791.67	0.02	15.96
	Furfural	2,737.99	16.49	45,139.52
	HMF	110.83	16.49	1,827.24
	Gypsum	2,492.09	10.79	26,881.22
TOTAL				13,773,822.96

ΔT 9.47

Entalpi Reaksi							
No.	Komponen	$\Delta H^{o}_{f(298\ K)}$	massa	$\Delta H_{f(298\ K)}$	$\int_{T_{ref}}^{T_{reaksi}} Cp\,dT$	ΔHsensi	$\Delta H_{r(operasi)}$
		(kJ/kg)	(kg/hari)	(kJ/hari)	(kJ/kg)	(kJ/hari	(kJ/hari)
1.00	Ca(OH)2	-16,994.25	1,072.18	-18,220,863.75	14.63	15,683	1,297,149.5
	H2SO4	-8,269.38	1,419.91	-11,741,782.09	13.49	19,158	
	CaSO4	-10,361.55	1,970.49	-20,417,327.73			
	H2O	-15,880.00	521.60	-8,283,009.18			
2.00	H2O	-15,880.00	521.60	-8,283,009.18	11.03	5,752	-524,396.6
	CaSO4	-10,361.55	1,970.49	-20,417,327.73	38.2	75,180	
	CaSO4.2H2O	-11,759.48	2,492.09	-29,305,665.33			
TOTAL							772,752.9

T reaksi = 308 K

Reaksi 1

Reaksi penetralan berlangsung sebagai berikut

$$Ca(OH)_2 + H_2SO_4 \longrightarrow 2H_2O + CaSO_4$$

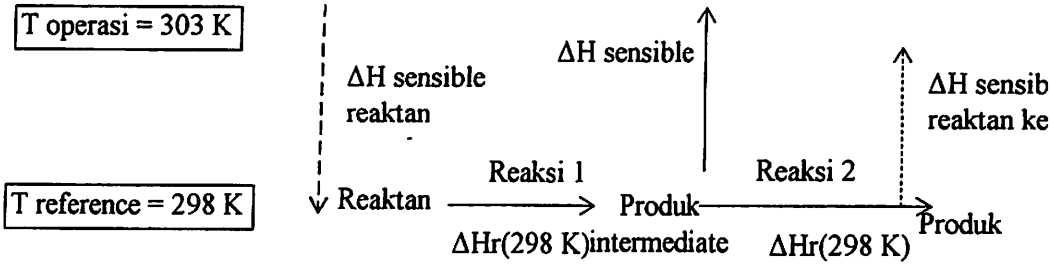
Reaksi 2

$CaSO_4$ dan H_2O kemudian akan menjadi gypsum hydrat atau $CaSO_4.2H_2O$ (Reaksi 2)

$$2H_2O + CaSO_4 \longrightarrow CaSO_4.2H_2O$$

$$\Delta H_{r(298\ K)} = \sum \Delta Hf \text{ produk} - \sum \Delta Hf \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_{r(operasi)} = \Delta H_{r(298\ K)} + \sum \Delta H \text{sensible reaktan}$$



* ΔH sensible reaktan masuk dan produk keluar sudah termasuk perhitungan ΔH sensible bahan masuk dan bahan keluar
* Untuk Reaksi 2 :

ΔT = T reaksi - T reference
= 308 - 298
= 9 K

Neraca Energi

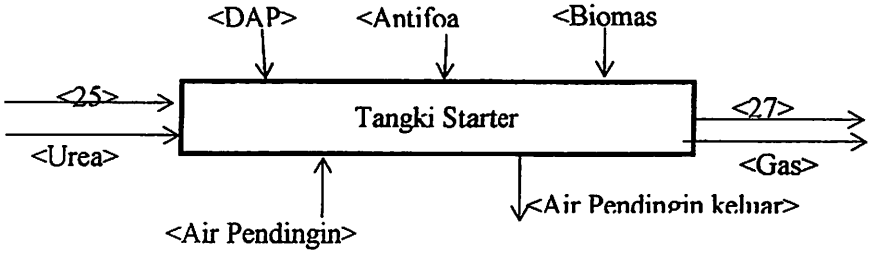
Energi masuk = Energi keluar
H bahan masuk = H reaksi + H bahan keluar
14,546,575.85 = 772,752.88 + 13,773,82
14,546,575.85 = 14,546,575.85

Trial T = 307.6 K

Dengan goal seek Ms.Excel agar Neraca Energi Balance, didapat T <21>

Neraca energi Reaktor Netralisasi			
Masuk (kJ/hari)		**keluar (kJ/hari)**	
H bahan masuk	14,546,575.8	H bahan keluar	13,773,822.96
		H reaksi	772,752.88
Jumlah	**14,546,575.8**	**Jumlah**	**14,546,575.8**

9) Reaktor Starter



Neraca Energi : ΔH 25 + ΔH Urea + ΔH DAP +ΔH Antifoam + ΔH Biomass = ΔH 27 + ΔH gas

Aliran	Temperatur (K)	Temperatur (C)	ΔT
<21=25>	307.6	34.5	9.5
<Urea>	308	35.0	
<DAP>	308	35.0	
<Antifoam>	308	35.0	
<Biomass>	308	35.0	
<27=32>	308	35.0	10.00
<Gas>	308	35.0	
<Air Pendingin>	303	30	
<Air Pendingin keluar>	307	34	

Entalpi Aliran Masuk				
	Komponen	Massa	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\,dT$	ΔH
		(kg/hari)	(kJ/kg)	(kJ / hari)
<25>	H2O	41,653.58	38.15	1,589,201.99
	Glucose	4,416.46	12.80	56,533.54
	Xylose	3,289.88	0.02	67.33
	Arabinose	548.31	0.02	11.15
	Galactose	78.84	0.02	1.59
	Furfural	273.80	16.49	4,513.95
	HMF	11.08	16.49	182.72
<Urea>	Urea	251.36	12.69	3,188.70
<DAP>	DAP	31.01	15.86	491.75
<Antifoam>	Antifoam	11.20	23.39	261.99
<Biomass>	Biomass	5,027.20	12.36	62,112.60
TOTAL				1,716,567.32

Entalpi Aliran Keluar				
Aliran	Komponen	Massa	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\,dT$	ΔH
		(kg/hari)	(kJ/kg)	(kJ / hari)
	H2O	41,939.26	40.27	1,688,836.35
	Glucose	328.29	13.51	4,435.20
	Xylose	516.51	0.02	11.16

<27>	Arabinose	109.66	0.02	2.35
	Galactose	15.77	0.02	0.34
	Furfural	273.80	17.40	4,764.10
	HMF	11.08	17.40	192.85
	Etanol	3,520.34	22.16	78,014.49
	Asam Asetat	130.06	21.84	2,840.59
	Asam Laktat	100.18	23.39	2,343.12
	Biomass	5,206.80	13.04	67,896.66
	Xylitol	66.67	18.36	1,223.84
<Gas>	CO2	3,367.28	10.32	34,754.15
	O2	7.02	9.46	66.40
TOTAL				**1,885,381.61**

T operasi = 308 K = 35 C

Reaksi yang terjadi :

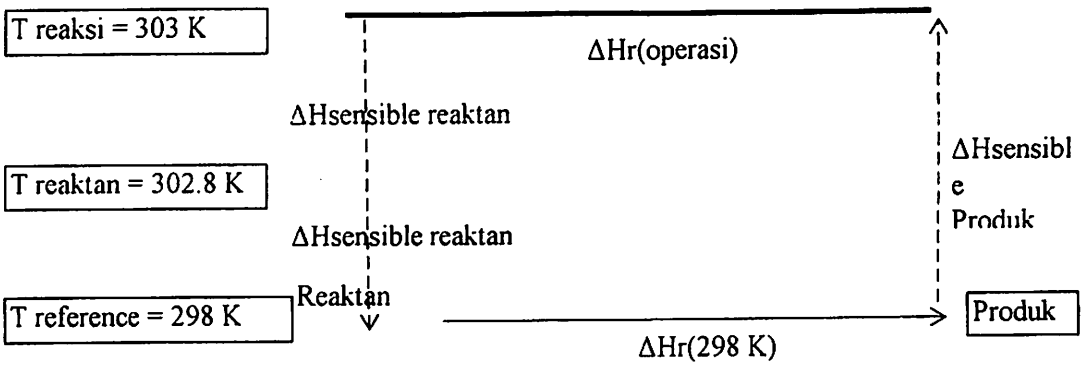
No. reaksi	Reaksi				
1	Glucose	$\longrightarrow$	2 Etanol	+	2 CO2
2	Glucose	$\longrightarrow$	3 Asam Asetat		
3	Glucose	$\longrightarrow$	2 Asam Laktat		
4	3 Xylosa	$\longrightarrow$	5 Etanol	+	5 CO2
5	2 Xylosa	$\longrightarrow$	5 Asam Asetat		
6	3 Xylosa	$\longrightarrow$	5 Asam Laktat		
7	Xylosa + H2O	$\longrightarrow$	Xylitol	+	0.5 O2
8	Pembentukan Biomass				

ΔT 0.53

Entalpi Reaksi								
No.Reaksi		Komponen	$\Delta H^o_{f(298\ K)}$ (kJ/kg)	massa (kg/hari)	$\Delta H_{f(298\ K)}$ (kJ/hari)	$\int_{T\ awal}^{T\ akhir} Cp\,dT$ (kJ/kg)	ΔHsensi (kJ/hari	ΔH_r (kJ/h
1.00	R	Glukosa	-6,982.79	3,753.99	-26,213,362.92	0.71	2662.9	-177
	P	Etanol	-6,034.97	1,918.71	-11,579,333.87	1.17	2247.1	
	P	CO2	-8,943.49	1,835.29	-16,413,858.46			
2.00	R	Glukosa	-6,982.79	97.16	-678,463.51	0.71	68.92	-10
	P	As. Asetat	-8,103.01	97.16	-787,306.42			
3.00	R	Glukosa	-6,982.79	57.41	-400,910.26	0.71	40.73	-36,
	P	As. Laktat	-7,625.11	57.41	-437,788.03			
4.00	R	Xylosa	-6,933.47	2,631.91	-18,248,237.82	0.00	2.98	-137
	P	Etanol	-6,034.97	1,345.20	-8,118,215.84			

	P	CO2	-8,943.49	1,286.71	-11,507,678.02			
5.00	R	Xylosa	-6,933.47	32.90	-228,102.97	0.00	0.02	-38,476.7
	P	As. Asetat	-8,103.01	32.90	-266,579.70			
6.00	R	Xylosa	-6,933.47	42.77	-296,533.86	0.00	0.05	-29,580.4
	P	As.Laktat	-7,625.11	42.77	-326,114.30			
7.00	R	Xylosa	-6,933.47	65.80	-456,205.95	0.00	0.07	46,759.4
	R	H2O	-15,880.00	7.90	-125,384.04	2.11	16.68	
	P	Xylitol	-8,021.71	66.67	-534,847.32			
	P	O2	0.00	7.02	0.00			
8.00	P	Biomass	5,253.00	179.60	943,453.57			943,453.6
TOTAL								**-2376027.5**

* R = Reaktan
  P = Produk
* Untuk reaksi Arabinnose menjadi etanol perhitungan ΔH reaksi sudah termasuk ke dalam reaksi xylosa menjadi etanol
  Untuk reaksi Galactose dan Mannose menjadi etanol perhitungan ΔH reaksi sudah termasuk ke reaksi glukosa menjadi etanol



* Reaksi berlangsung pada suhu 303 K ; perhitungan ΔH sensible reaktan masuk sudah terikut perhitungan ΔH sensible bahan masuk ; ΔH sensible produk sudah termasuk perhitungan ΔH sensible bahan keluar

ΔT = T reaksi - T reaktan = 0.53 * kecuali untuk biomass

$\Delta H_{r(298\ K)}$ = $\sum \Delta Hf$ produk - $\sum \Delta Hf$ reaktan

$\Delta H_{r(operasi)}$ = $\Delta H_{r(298\ K)}$ + $\sum \Delta H$sensible reaktan

Neraca Energi

Energi Masuk = Energi Keluar

H bahan masuk = H reaksi + H bahan keluar + Q out

1,716,567.32 = -2,376,027.53 + 1,885,381.61

Q out = 2,207,213.25 kJ/hari

Kebutuhan air pendingin

Q out = massa air pendingin x $\int_{30\,C}^{45\,C} Cp\ air\ dT$

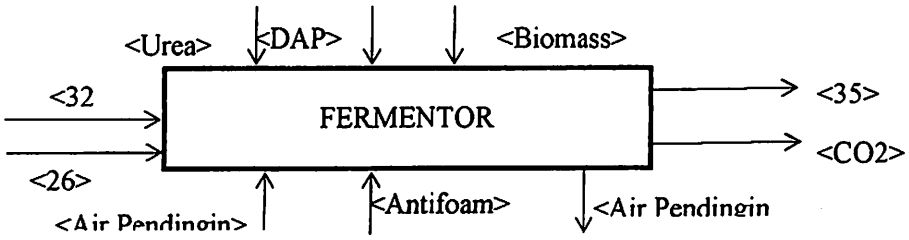
$\int_{30\,C}^{45\,C} Cp\ air\ dT$ = 16.10 kJ/kg

massa air pendingin = $\dfrac{\text{Q out}}{\int_{30\,C}^{45\,C} Cp\ air\ dT}$

= 137,089.54 kg/hari

Neraca Energi Reaktor Starter			
Masuk (kJ/hari)		**Keluar (kJ/hari)**	
H bahan masuk	1,716,567.32	H bahan keluar	1,885,381.61
		H reaksi	-2,376,027.53
		Q out	2,207,213.25
TOTAL	**1,716,567.32**		**1,716,567.32**

10) Fermentor



Aliran	Temperatur (K)	Temperatur (oC)	ΔT
<32>	308	35	
<26>	307.6	34.5	9.5
<Urea>	308	35.0	
<DAP>	308	35.0	
<Antifoam>	308	35.0	
<Biomass>	308	35.0	
<35>	308	35.0	
<Gas>	308	35.0	
<Air Pendingin>	303	30	
<Air Pendingin keluar>	307	34	

Neraca Energi : ΔH 32 + ΔH 26 + ΔH Urea + ΔH DAP +ΔH biomass + ΔH antifoam = ΔH 35

Entalpi Aliran Masuk				
	Komponen	Massa	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\, dT$	ΔH
		(kg/hari)	(kJ/kg)	(kJ / hari)
<32>	H2O	41,939.26	40.27	1,688,836.35
	Glucose	328.29	13.51	4,435.20
	Xylose	516.51	0.02	11.16
	Arabinose	109.66	0.02	2.35
	Galactose	15.77	0.02	0.34
	Furfural	273.80	17.40	4,764.10
	HMF	11.08	17.40	192.85
	Etanol	3,520.34	22.16	78,014.49
	Asam Asetat	130.06	21.84	2,840.59
	Asam Laktat	100.18	23.39	2,343.12
	Biomass	5,206.80	13.04	67,896.66
	Xylitol	66.67	18.36	1,223.84
<26>	H2O	374,882.23	10.32	3,869,205.36
	Glucose	39,748.16	12.80	508,801.86
	Xylose	29,608.95	0.02	605.97
	Arabinose	4,934.83	0.02	100.37
	Galactose	709.59	0.02	14.31
	Furfural	2,464.19	16.49	40,625.57
	HMF	99.75	16.49	1,644.52
<Bio>	Biomass	49,945.93	13.04	651,294.97
<Urea>	Urea	2,497.30	13.39	33,435.81
<DAP>	DAP	310.60	16.74	5,198.17
<Antifoam>	Antifoam	112.19	24.69	2,769.38
TOTAL				**6,964,257.33**

ΔT 10

Entalpi Aliran Keluar				
Aliran	Komponen	Massa	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\, dT$	ΔH
		(kg/hari)	(kJ/kg)	(kJ / hari)
<35>	H2O	419,719.87	40.27	16,901,543.52
	Glucose	173.66	13.51	2,346.21
	Xylose	3,193.30	0.02	68.98
	Arabinose	756.67	0.02	16.24
	Galactose	108.80	0.02	2.32
	Furfural	2,737.99	17.40	47,640.98
	HMF	110.83	17.40	1,928.50
	Etanol	37,959.70	22.16	841,226.90

	Asam Asetat	1,734.75	21.84	37,887.86
	Asam Laktat	1,042.93	23.39	24,392.70
	Biomass	56,782.51	13.04	740,443.91
	Xylitol	249.84	18.36	4,585.84
<Gas>	CO2	32,941.99	10.32	339,998.36
	O2	19.28	9.46	182.41
TOTAL				**18,942,264.7**

T operasi = 308 K = 35 C

Reaksi yang terjadi :

No. reaksi	Reaksi					
1	Glucose		⟶	2 Etanol	+	2 CO2
2	Glucose		⟶	3 Asam Asetat		
3	Glucose		⟶	2 Asam Laktat		
4	3 Xylosa		⟶	5 Etanol	+	5 CO
5	2 Xylosa		⟶	5 Asam Asetat		
6	3 Xylosa		⟶	5 Asam Laktat		
7	Xylosa +	H2O	⟶	Xylitol	+	0.5 O2
8	Pembentukan Biomass					

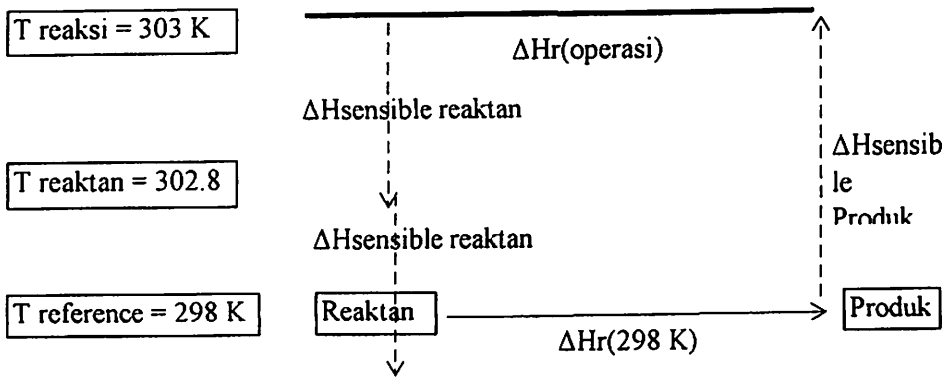
ΔT 0.53

Entalpi Reaksi								
No.Reaksi		Komponen	$\Delta H^{o}_{f(298\ K)}$ (kJ/kg)	massa (kg/hari)	$\Delta H_{f(298\ K)}$ (kJ/hari)	Cp (kJ/kg)	ΔHsensi (kJ/hari	ΔH, (kJ/
1.00	R	Glukosa	-6,982.79	36,870.34	-257,457,987.64	0.71	26,154	-17,
	P	Etanol	-6,034.97	18,844.84	-113,727,948.80	1.17	22,070	
	P	CO2	-8,943.49	18,025.50	-161,210,867.23			
2.00	R	Glukosa	-6,982.79	881.68	-6,156,604.05	0.71	625.4	-98
	P	As. Asetat	-8,103.01	881.68	-7,144,280.86			
3.00	R	Glukosa	-6,982.79	520.99	-3,637,993.30	0.71	369.6	-33
	P	As. Laktat	-7,625.11	520.99	-3,972,634.52			
4.00	R	Xylosa	-6,933.47	25,606.64	-177,542,808.32	0.00	29.04	-13,
	P	Etanol	-6,034.97	13,087.84	-78,984,658.87			
	P	CO2	-8,943.49	12,518.80	-111,961,795.57			
5.00	R	Xylosa	-6,933.47	723.01	-5,012,973.41	0.00	0.51	-84
	P	As. Asetat	-8,103.01	723.01	-5,858,568.64			
6.00	R	Xylosa	-6,933.47	421.76	-2,924,234.49	0.00	0.48	-29
	P	As.Laktat	-7,625.11	421.76	-3,215,938.52			
7.00	R	Xylosa	-6,933.47	180.75	-1,253,243.35	0.00	0.20	12
	R	H2O	-15,880.00	21.69	-344,442.49	2.11	45.83	
	P	Xylitol	-8,021.71	183.16	-1,469,279.07			
	P	O2	0.00	19.28	0.00			
8.00	P	Biomass	5,253.00	1,629.78	8,561,212.21			8,56
TOTAL								-24,6

* R = Reaktan

P = Produk

* Untuk reaksi Arabinnose menjadi etanol perhitungan ΔH reaksi sudah termasuk ke dalam reaksi xylosa menjadi etanol
* Untuk reaksi Galactose dan Mannose menjadi etanol perhitungan ΔH reaksi sudah termasuk ke dala reaksi glukosa menjadi etanol



* Reaksi berlangsung pada suhu 303 K ; perhitungan ΔH sensible reaktan masuk sudah terikut perhitungan ΔH sensible bahan masuk ; ΔH sensible produk sudah termasuk perhitungan ΔH sensible bahan keluar

ΔT = T reaksi - T reaktan = -0.53 * kecuali untuk biomass
* semua reaktan berasal dari <feed>

$\Delta H_{r(298\ K)}$ = ∑ ΔHf produk - ∑ ΔHf reaktan

$\Delta H_{r(operasi)}$ = $\Delta H_{r(298\ K)}$ + ∑ ΔHsensible reaktan

Neraca Energi

Energi Masuk = Energi Keluar

H bahan masuk = H reaksi + H bahan keluar + Q out

6,964,257.33 = -24,605,177.0 + 18,942,264.71

Q out = 12,627,169.62 kJ/hari

Kebutuhan air pendingin

Q out = massa air pendingin x $\int_{30\ C}^{45\ C} Cp\ air\ dT$

$\int_{30\ C}^{45\ C} Cp\ air\ dT$ = 16.1 kJ/kg

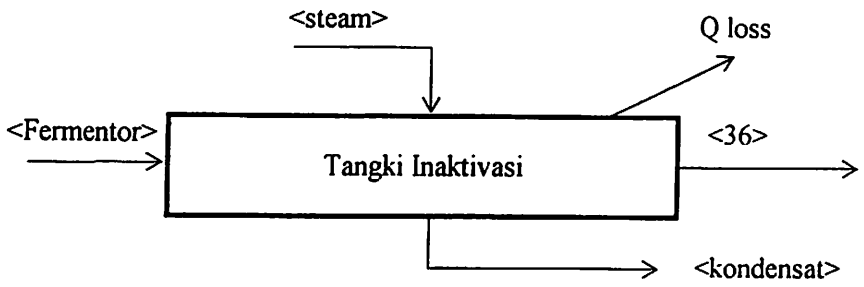
massa air pendingin = $\dfrac{\text{Q out}}{\int_{30\ C}^{45\ C} Cp\ air\ dT}$

= 784,270.78 kg/hari

Neraca Energi Reaktor Fermentor			
masuk (kJ/kg)		keluar (kJ/kg)	
H bahan masuk	6,964,257.3	H bahan keluar	18,942,264.71
		H reaksi	-24,605,177.01

		Q out	12,627,169.62
Jumlah	6,964,257.3	Jumlah	6,964,257.3

11) Tangki Inaktivasi Mikroorganisme



Neraca Energi : ΔH Fermentor + ΔH steam = ΔH 36 + ΔH kondensat + Q loss

T <fermentor>	=	35 C	=	308 K
T <36>	=	60 C	=	333 K
T <steam>	=	100 C	=	373 K
T <condensat>	=	100 C	=	373 K
ΔT (T-Tref) masuk		10		
ΔT (T-Tref) keluar		35		

Entalpi Bahan Masuk				
Aliran	Komponen	Massa (kg/hari)	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\, dT$ (kJ/kg)	ΔH (kJ / hari)
<Fermentr>	H2O	419,719.87	40.27	16,901,543.52
	Glucose	173.66	13.51	2,346.21
	Xylose	3,193.30	0.02	68.98
	Arabinose	756.67	0.02	16.24
	Galactose	108.80	0.02	2.32
	Furfural	2,737.99	17.40	47,640.98
	HMF	110.83	17.40	1,928.50
	Etanol	37,959.70	22.16	841,226.90
	Asam Asetat	1,734.75	21.84	37,887.86
	Asam Laktat	1,042.93	23.39	24,392.70
	Biomass	56,782.51	13.04	740,443.91
	Xylitol	249.84	18.36	4,585.84
TOTAL				18,602,083.94

Entalpi Bahan Keluar				
Aliran	Komponen	Massa	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\, dT$	ΔH

Aliran	Komponen	(kg/hari)	(kJ/kg)	(kJ / hari)
<36>	H2O	419,719.87	141.19	59,261,421.65
	Glucose	173.66	47.29	8,211.73
	Xylose	3,193.30	0.08	241.41
	Arabinose	756.67	0.08	56.85
	Galactose	108.80	0.07	8.10
	Furfural	2,737.99	60.90	166,743.43
	HMF	110.83	60.90	6,749.75
	Etanol	37,959.70	76.23	2,893,555.70
	Asam Asetat	1,734.75	76.44	132,607.52
	Asam Laktat	1,042.93	81.86	85,374.44
	Biomass	56,782.51	45.64	2,591,553.68
	Xylitol	249.84	64.24	16,050.43
TOTAL				**65,162,574.71**

Saturated Steam 1 bar

Ĥ steam = 2,675.59 kJ/kg

Ĥ kondensat = 419.10 kJ/kg

ms = massa steam = massa kondensat

Neraca Energi

* asumsi Energi loss = 8,373,955.65 kJ/ hari

Energi masuk = Energi keluar

H bahan masuk + (ms x Ĥ steam) = H bahan keluar + Energi loss + (ms x Ĥ kondensa

(H bahan masuk + (ms x H steam)) = H bahan keluar + (ms x H kondesat)

16,741,875.55 + ms 2,408.03 = 65,162,574.71 + ms 419

ms = 24,345.09 kg/hari

H steam = Ĥ steam x ms

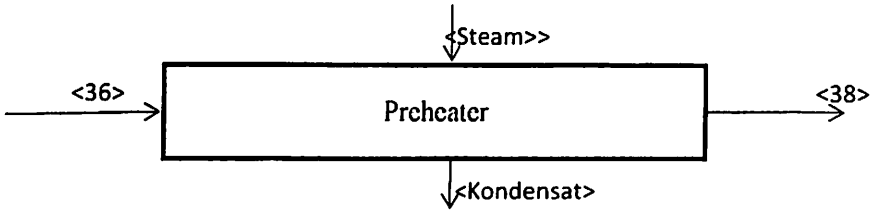
= 65,137,472.58 kJ/hari

H kondesat = Ĥ kondensat x ms

= 10,203,026.16 kJ/hari

Neraca Energi Tangki Penampung				
No.	Aliran Masuk	Energi (kJ/hari)	Aliran Keluar	Energi (kJ/hari)
1	H bahan masuk	18,602,083.94	H bahan keluar	65,162,574.71
2	H Steam	65,137,472.58	H kondensat	10,203,026.16
3			Q loss	8,373,955.65
TOTAL		**83,739,556.52**		**83,739,556.52**

12) Preheater



Neraca Energi : ΔH 36 + ΔH steam = ΔH 38 + ΔH kondensat

T<36:	**=**	**60**	**C**	**=**	**333.15**	**K**
T<38:	**=**	**100**	**C**	**=**	**373.15**	**K**

T<steam	=	120	**C**
T <kondensat>	=	**120**	**C**
ΔT (T-Tref) masu	=	**35**	
ΔT (T-Tref) kelua	=	**75**	

Entalpi Bahan Masuk				
Aliran	**Komponen**	**Massa**	[illegible]	**ΔH**
		(kg/hari)	**(kJ/kg)**	**(kJ / hari)**
<36>	H2O	475,470.80	141.19	67,133,050.11
	Glucose	173.29	47.29	8,193.95
	Xylose	3,186.39	0.08	240.89
	Arabinose	755.04	0.08	56.73
	Galactose	108.57	0.07	8.09
	Furfural	2,732.06	60.90	166,382.45
	HMF	110.59	60.90	6,735.14
	Etanol	37,877.52	76.23	2,887,291.41
	Asam Asetat	1,731.00	76.44	132,320.43
	Asam Laktat	1,040.68	81.86	85,189.62
	Xylitol	249.30	64.24	16,015.69
TOTAL				**70,435,484.49**

Entalpi Bahan Keluar				
Aliran	Komponen	Massa (kg/hari)	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\,dT$ (kJ/kg)	ΔH (kJ / hari)
<38>	H2O	475,470.80	303.42	144,268,313.46
	Glucose	173.29	101.33	17,558.47
	Xylose	3,186.39	0.16	516.19
	Arabinose	755.04	0.16	121.56
	Galactose	108.57	0.16	17.33
	Furfural	2,732.06	130.50	356,533.81
	HMF	110.59	130.50	14,432.44
	Etanol	37,877.52	158.72	6,011,849.17
	Asam Asetat	1,731.00	163.80	283,543.79
	Asam Laktat	1,040.68	175.41	182,549.18
	Xylitol	249.30	137.66	34,319.33
TOTAL				151,169,754.73

Saturated Steam 2 bar

Ĥ steam = 2,706.31 kJ/kg

Ĥ kondensat = 504.81 kJ/kg

ms = massa steam = massa kondensat

Neraca Energi

* asumsi Energi loss = 19,346,505.74 kJ/ hari

Energi masuk = Energi keluar

H bahan masuk + (ms x Ĥ steam) = H bahan keluar + Energi loss + (ms x Ĥ kondensa

(H bahan masuk + (ms x H steam)) = H bahan keluar + (ms x H kondesat)

63,391,936.04 + ms 2,435.68 = 151,169,754.73 + ms 504.81

ms = 45,460.27 kg/hari

H steam = Ĥ steam x ms

= 123,029,572.95 kJ/hari

H kondesat = Ĥ kondensat x ms

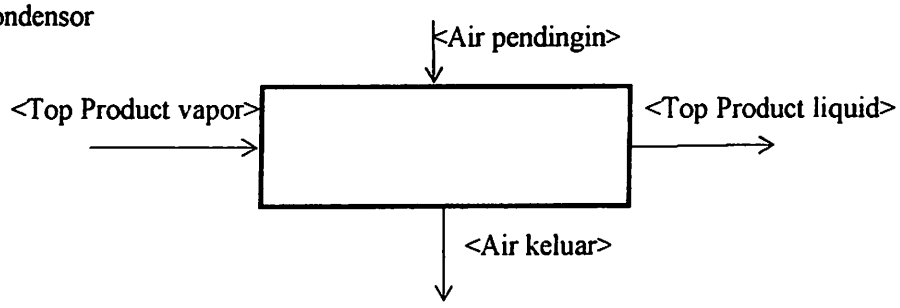
= 22,948,796.97 kJ/hari

Neraca Energi Tangki Penampung				
No.	Aliran Masuk	Energi (kJ/hari)	Aliran Keluar	Energi (kJ/hari)
1.00	H bahan masuk	70,435,484.49	H bahan keluar	151,169,754.73
2.00	H Steam	123,029,572.95	H kondensat	22,948,796.97
3.00			Energi loss	19,346,505.74
TOTAL		193,465,057.44		193,465,057.44

Tabel Panas Laten (J/kmol)					
Komponen	C1	C2	C3	C4	Tc (K
H2O	########	0.32	-0.21	0.26	647.1
Etanol	########	0.34	0.00	0.00	513.9
As. Asetat	########	0.12	-1.35	1.42	591.9

$$\Delta H_v = C1 \times (1 - T_R)^{C2 + C3 \times T_R + C4 \times T_R \times T_R}$$

13) Kondensor



Neraca Energi : ΔHTop V + ΔH Laten = ΔHTop L + Q

T <TopV>	=	94.0 C	=	367.2	K
T <TopL>	=	80 C	=	353.15	K

T <Air pendingin>	=	30 C	=	303.15 K
T <Air Pendingin Keluar>	=	45 C	=	318.15 K

ΔT (T-Tref) masu 69.0

ΔT (T-Tref) kelua 55.0

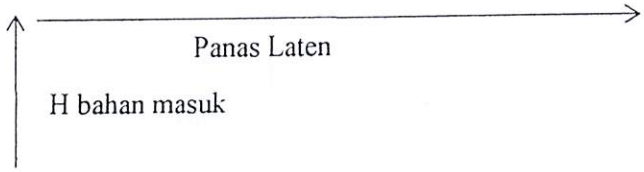
Entalpi Bahan Masuk				
Aliran	Komponen	Massa (kg/hari)	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\,dT$ (kJ/kg)	ΔH (kJ / hari)
<TopV>	H2O	341,550.17	279.03	95,302,317.44
	Etanol	516,212.51	146.66	75,708,805.24
	As. Asetat	19.19	150.70	2,891.86
	TOTAL	**857,762.67**		**171,014,014.54**

Panas Laten Bahan Masuk						
Komponen	Massa (kg/hari)	T (K)	Tr = T/Tc	Panas Laten (J/kmol)	Panas Laten (kJ/kg)	(kJ/
H2O	341,550.17	367.15	0.57	39,566,040.25	2,198	750,
Etanol	516,212.51	367.15	0.71	37,349,236.29	811.94	419,
As. Asetat	19.19	367.15	0.62	23,893,036.84	519.41	
TOTAL	**857,762.67**					**1,169,909,**

* Asumsi Temperatur (T) untuk mencari Panas Laten saat semua fase sudah berubah menjadi fase gas, sehingga T = T dew = 94 C

T dew = 368 K

T reference = 298 K



Entalpi Bahan Keluar				
Aliran	Komponen	Massa (kg/hari)	$\int_{T\ ref}^{T} Cp\ dT$ (kJ/kg)	ΔH (kJ / hari)
<TopL>	H2O	341,550.17	222.19	75,889,694.21
	Etanol	516,212.51	118.09	60,961,677.30
	As. Asetat	19.19	120.12	2,305.10
	TOTAL	**857,762.67**		**136,853,676.61**

* Untuk bahan keluar tidak ada panas laten karena saat T = T bubble belum ada fase gas

Neraca Energi

		Energi masuk	=	Energi keluar		
Panas Laten	+	H bahan masuk	=	H bahan keluar	+	Q out
1,169,909,493	+	171,014,014.54	=	136,853,676.61	+ Q out	
		Q out	=	1,204,069,830.90	kJ/hari	

Perhitungan kebutuhan air pendingin

Q out = massa air pendingin x $\int_{30\ C}^{45\ C} Cp\ air\ dT$

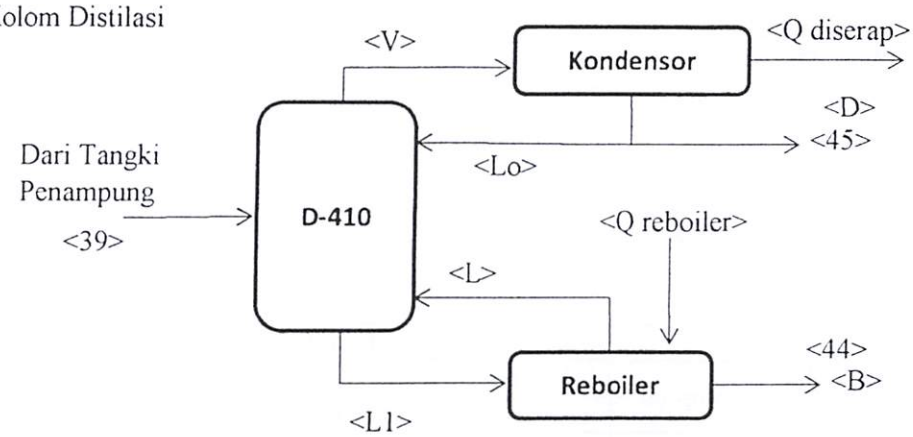
$\int_{30\ C}^{45\ C} Cp\ air\ dT$ = 60.4 kJ/kg

massa air pendingin = $\dfrac{\text{Q out}}{\int_{30\ C}^{45\ C} Cp\ air\ dT}$

= 19,926,817.35 kg/hari

Neraca Energi Kondensor Kolom Distilasi I			
Masuk (kJ/hari)		Keluar (kJ/hari)	
H bahan masuk	171,014,015	H bahan keluar	136,853,677
Panas Laten	1,169,909,493	Q out	1,204,069,831
TOTAL	**1,340,923,508**		**1,340,923,508**

14) Kolom Distilasi



Ne raca Energi : ΔH 39 + Q reb = ΔH 44 + ΔH 45 + Q loss + Q out

T <39>	=	#### C	=	373.15
T <44>	=	100 C	=	373.15
T <45>	=	80 C	=	353.15
ΔT (T-Tref) masuk 39				75.00
ΔT (T-Tref) keluar 44				####
ΔT (T-Tref) keluar 45				####

Entalpi Bahan Masuk				
Aliran	Komponen	Massa (kg/hari)	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\,dT$ (kJ/kg)	ΔH (kJ / hari)
<39>	H2O	475,470.80	303.42	144,268,313.46
	Glucose	173.29	101.33	17,558.47
	Xylose	3,186.39	0.16	516.19
	Arabinose	755.04	0.16	121.56
	Galactose	108.57	0.16	17.33
	Furfural	2,732.06	130.50	356,533.81
	HMF	110.59	130.50	14,432.44
	Etanol	37,877.52	158.72	6,011,849.17
	As.Asetat	1,731.00	163.80	283,543.79
	As. Laktat	1,040.68	175.41	182,549.18
	Xylitol	249.30	97.80	24,381.24
TOTAL				151,159,816.64

Entalpi Bahan Keluar				
Aliran	Komponen	Massa (kg/hari)	$\int_{T_{ref}}^{T} Cp\,dT$ (kJ/kg)	ΔH (kJ / hari)
	H2O	451,658.04	303.42	137,042,997.41
	Glucose	173.29	101.33	17,558.47
	Xylose	3,186.39	0.16	516.19
	Arabinose	755.04	0.16	121.56

<44>	Galactose	108.57	0.16	17.33
	Furfural	2,732.06	130.50	356,533.81
	HMF	110.59	130.50	14,432.44
	Etanol	1,887.36	158.72	299,558.54
	As.Asetat	1,729.66	163.80	283,324.64
	As. Laktat	1,040.68	175.41	182,549.18
	Xylitol	249.30	97.80	24,381.24
<45>	H2O	23,812.76	222.19	5,291,003.40
	Etanol	35,990.16	118.09	4,250,227.19
TOTAL				**147,763,221.39**

Neraca Energi

* Q out dari perhitungan kondensor
Asumsi Energi loss = 71,149,108.02 kJ/hari

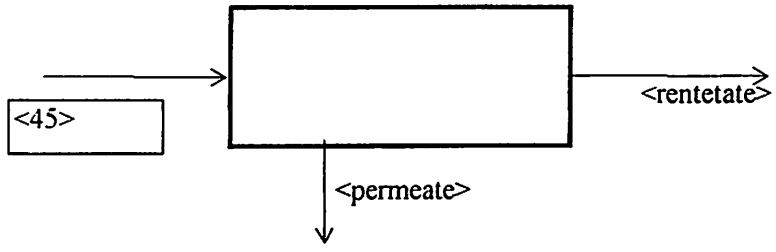
Energi Masuk = Energi Keluar
H bahan masuk + Q reboiler = H bahan keluar + Q out + Energi Loss
(H bahan masuk + Q reboiler) = H bahan keluar + Q out
143,601,825.81 + Q reboiler = 147,763,221.39 + 1,204,069,830.90
Q reboiler = 1,271,822,343.67 kJ/hari

Kebutuhan Steam
Saturated Steam 2 bar
Ĥ steam = 2,706.30 kJ/kg
Ĥ kondensat = 503.71 kJ/kg
ms = massa steam = massa kondensat

Q reboiler = ms x (Ĥ steam - Ĥ kondensat)
ms = 577,421.28 kg/hari

Neraca Energi Kolom Distilasi I			
Masuk (kJ/hari)		**Keluar (kJ/hari)**	
H bahan masuk	151,159,817	H bahan keluar	147,763,221
Q reboiler	1,271,822,344	Q loss	71,149,108
		Q out	1,204,069,831
TOTAL	**1,422,982,160**		**1,422,982,160**

15) Membran 1



Neraca Energi : ΔH45 = ΔH Permeate + ΔH Laten Permeate

Perhitungan Dew Poin

								Parameter Margules Untuk Etanol (1) / H2O (2)			
P	=	0.05 bar	=	36	mmH	A12	=	1.6022			
T	=	26.1 oC	=	299.28	K	A21	=	0.7947		T rent	29

No.	Komponen	P/mmHg	yi = xD	γ (trial)	ln γi	γi (calc.)	xi	Δγ
1	H2O	25.232	0.923	2.165823083	0.301	1.3508	0.975	**0.815**
2	Etanol	62.973	0.077	1.001663998	0.572	1.7724	0.025	**-0.771**
Total			**1.000**				**1.044**	

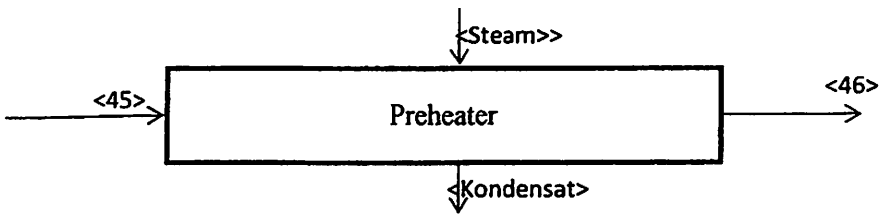
Entalpi Bahan Masuk					
Aliran	**Komponen**	**Massa (kg/hari)**	**ΔT (T-Trent)**	**(kJ/kg)**	**ΔH (kJ / hari)**
	H2O	23,964.11	56.97	230.17	5,515,835
	Etanol	35,984.15	56.97	122.14	4,395,277
	TOTAL	**59,948.25**			**9,911,112**

Entalpi permeate					
Aliran	**Komponen**	**Massa (kg/hari)**	**ΔT (T-Trent)**	**(kJ/kg)**	**ΔH (kJ / hari)**
	H2O	13,505.36	3.09	12.45	168,099.6
	Etanol	2,864.77	3.09	6.89	19,726.18
	TOTAL	**16,370.13**			**187,825.8**

Enthalpy vaporization Bahan Keluar (Permeate)						
Komponen	**Massa (kg/hari)**	**T (K)**	**Tr = T/Tc**		**ΔH vap (kj/kg)**	**ΔH vap (kJ/hari)**
H2O	13,505.36	299.28	0.46		675.50	9,122,888.79
Etanol	2,864.77	299.28	0.58		209.58	600,397.53
TOTAL	**16,370.13**					**9,723,286.32**

Neraca Energi Membran 1			
Masuk (kJ/hari)		**Keluar (kJ/hari)**	
H bahan masuk	9,911,112.12	bahan keluar (Permea	187,825.79
		Panas Laten (Permeate	9,723,286.32
TOTAL	**9,911,112.12**		**9,911,112.12**

16) Preheater



T<45> = 23 C = 296.33 K
T<46> = 80 C = 353.15 K

T<steam = 120 C
T <kondenstat> = 120 C

Entalpi Bahan Masuk					
Aliran	Komponen	Massa (kg/hari)	ΔT (T-Trent)	[illegible] (kJ/kg)	(kJ
	H2O	10,458.75	1.82	7.31	76
	Etanol	33,119.37	1.82	4.05	13
	TOTAL	**43,578.12**			**21**

Entalpi Bahan Masuk					
Aliran	Komponen	Massa (kg/hari)	ΔT (T-Trent)	[illegible] (kJ/kg)	(kJ
	H2O	10,458.75	56.82	229.56	2,4
	Etanol	33,119.37	56.82	121.84	4,0
	TOTAL	**43,578.12**			**6,4**

Saturated Steam 2 bar

Ḣ steam = 2,706.31 kJ/kg
Ḣ kondensat = 504.81 kJ/kg
ms = massa steam = massa kondensat

Neraca Energi

* asumsi Energi loss = 875517.16 kJ/ hari

Energi masuk = Energi keluar
H bahan masuk + (ms x Ḣ steam) = H bahan keluar + Energi loss + (ms x Ḣ k
(H bahan masuk + (ms x H steam)) = H bahan keluar + (ms x H kondesat)
189,530.41 + ms 2,435.68 = 6,436,076.20 + ms
ms = 3,235.10 kg/hari

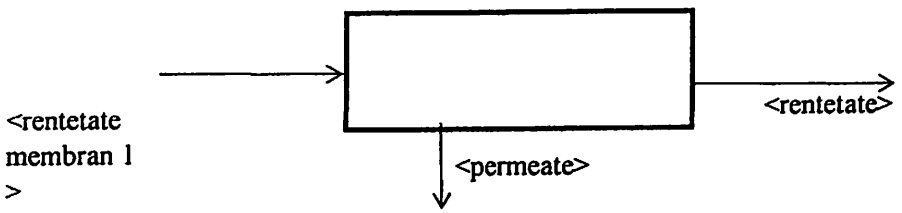
Energi loss = H bahan masuk - H bahan keluar + ms(Ḣsteam - Ḣ kondensat)
=

H steam = Ḣ steam x ms
= 8,755,171.56 kJ/hari

H kondesat = Ḣ kondensat x ms
= 1,633,108.61 kJ/hari

Neraca Energi Tangki Penampung				
No.	Aliran Masuk	Energi (kJ/hari)	Aliran Keluar	Energi (kJ/hari)
1.00	H bahan masuk	189,530.41	H bahan keluar	6,436,076.20
2.00	H Steam	8,755,171.56	H kondensat	1,633,108.61
3.00			Q loss	875,517.16
TOTAL		**8,944,701.97**		**8,944,701.97**

17) Membran 2



Perhitungan Dew Point Permeate

P = 0.03 bar = 26 mmHA12 = 1.6022 T rentetate

T = 20.8 oC = 293.92 K A21 = 0.7947

No.	Komponen	P/mmHg	yi = xD	γ (trial)	ln γi	γi (calc.)	xi	Δγ
1	H2O	18.219	0.923	2.165823083	0.301	1.3508	0.976	**0.815**
2	Etanol	45.947	0.077	1.001663998	0.572	1.7724	0.024	**-0.771**
Total			**1.000**				**1.044**	

Entalpi Bahan Masuk					
Aliran	Komponen	Massa (kg/hari)	ΔT (T-Trent)	$\int_{T_{ref}}^{T} C_p dT$ (kJ/kg)	ΔH (kJ / hari)
	H2O	10,458.00	65.98	266.74	2,789,595.1
	Etanol	33,119.37	65.98	140.54	4,654,705.9
	TOTAL	**43,577.37**			**7,444,300.9**

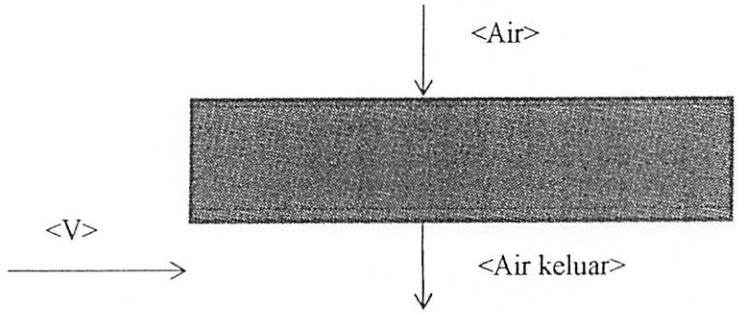
Entalpi permeate					
Aliran	Komponen	Massa (kg/hari)	ΔT (T-Trent)	$\int_{T_{ref}}^{T} C_p dT$ (kJ/kg)	ΔH (kJ / hari)
	H2O	10,362.18	6.75	27.16	281,393.9
	Etanol	1,024.83	6.75	14.98	15,353.59
	TOTAL	**11,387.01**			**296,747.4**

Enthalpy vaporization Bahan Keluar (Permeate)					
Komponen	Massa (kg/hari)	T (K)	Tr = T/Tc	ΔH vap (kj/kg)	(kJ/hari)
H2O	10,362.18	293.92	0.45	665.26	6,893,511.18
Etanol	1,024.83	293.92	0.57	247.89	254,042.30
TOTAL	**11,387.01**				**7,147,553.49**

Neraca Energi Membran 2	
Masuk (kJ/hari)	Keluar (kJ/hari)

H bahan masuk	7,444,300.93	bahan keluar (Permea	296,747.44
		Panas Laten (Permeate	7,147,553.49
TOTAL	**7,444,300.93**		**7,444,300.93**

15) Kondensor



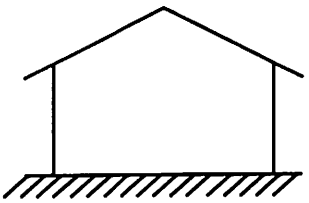
Perhitungan Dew Point Aliran

nta Antoine				
Senyawa	A	B	C	D

APPENDIKS C
SPESIFIKASI PERALATAN

F-111 STORAGE JERAMI PADI

Fungsi : Menyimpan bahan baku Jerami Padi
Tipe : Bangunan persegi dengan tutup prisma segi tiga
Dasar pemilihan : Sesuai dengan karakteristik bahan
Bahan : Beton



densitas Jerami Padi = 1.23 gr/cm^3
= 1230 kg/m^3
= 76.786 lbm/ft^3

Dasar perencanaan

Bahan yang disimpan = Kebutuhan Jerami Padi per hari x 30
= 190,000 x 30
= 5,700,000 kg/30 hari

Volume Bahan = $\frac{\text{jumlah bahan yang disimpan}}{\text{densitas}}$

= $\frac{5{,}700{,}000 \text{ kg/hari}}{1230 \text{ kg/m}^3}$

= 4,634.15 m^3/hari

Faktor keamanan 30% maka, bahan mengisi volume gudang sebesar 70%

Volume gudang = 100% / 70% x volume bahan
= 6,620.21 m^3

Volume gudang = p x l x t
panjang = 4 x
lebar = 4 x
tinggi = 1 x

6,620.21 m^3 = 4 x * 4 x * 1 x
6,620.21 m^3 = 16 x^3
x^3 = 413.8 m^3
x = 7.45 m

Spesifikasi gudang Jerami Padi

panjang gudang = 4 x 7.45 = 29.81 m
lebar gudang = 4 x 7.45 = 29.81 m
tinggi gudang = 1 x 7.45 = 7.45 m
konstruksi = pondasi dasar beton dan dinding batako
jumlah = 1

J-112A BELT CONVEYOR

Fungsi : Memindahkan Jerami Padi ke bin
Tipe : Troughed belt on continous plate
Dasar pemilihan : Untuk memindah material solid halus dengan kapasitas besar pada jarak jauh dan ekonomis

Laju alir bahan = 190,000 kg/hari
= 7.92 ton/jam

Jarak horizontal = 100 m
= 328.08 ft
Kemiringan belt = 15 °
Panjang konveyor = 328.08 / cos 15 °
= 333.14 ft
Rise = 328.08 tan 15 °
= 57.85 ft

Dari tabel 7-7 Perry's ed.5 hal.7-10, dipilih:

Lebar belt	=	14 in	=	36 cm
Tinggi skirt plate	=	7 in	=	18 cm
Kecepatan normal conveying (u)	=	200 ft/menit	=	3.3 ft/detik
Kemiringan	=	10°		
Kapasitas maksimum	=	32 ton/jam		
Cross sectional area of load	=	0.1 ft^2		
Belt plies	=	3 buah		
Power	=	0.4 hp / 30,48 m		
Ukuran lump maksimum	=	3 in		

Dari rumus Example 5.4 hal 83 dan grafik 5.5 (c) hal 82 didapat : (Wallas)
Dari gambar 5.11 Wallas, didapatkan nilai P kosong = 0.5
Daya yang dibutuhkan = P horizontal + P vertikal + P kosong
= (0,4+(L/300)(W/100)+0,001HW+P kosong
= 1.076 hp
Losses, diambil 10%
Maka daya aktual yang dibutuhkan = 110% x Daya teoritis
= 1.18 hp

3 C-113 ROTARY KNIFE CUTTER

Fungsi : Memotong Jerami padi menjadi ukuran kecil
Dasar pemilih : Size reduction untuk material non abrasive
Type alat : Rotary knife cutter dengan razor sharp alloy blades
Kapasitas = 7,916.67 kg/jam = 2.1991 kg/s
Spesifika (Ulrich tabel 4-5)

Kapasitas maksimum = 50 kg/s = 180,000 kg/jam
maks diameter feed masuk = 0.5 m
maks reduction ratio = 50
power yang dibutuhkan = 100 x kapasitas
= 100 x 2.2
= 219.91 kW
Bahan konstruksi = Carbon steel
Jumlah = 1 buah

4 J-112B BELT CONVEYOR

Fungsi : Memindahkan jerami padi dari storage menuju reaktor Pretreatment
Tipe : 45° Troughed Belt
Dasar pemilih : Untuk memindah material solid dengan kapasitas besar pada jarak jauh dan ekonomis

Laju alir bahan = 190,000.00 kg/hari
= 7.9167 ton/jam
Diameter = 35 cm
Panjang (L) = 20 m
= 65.6 ft
Kemiringan b = 20^0

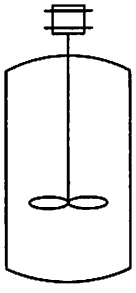
Dari tabel 21-7 Pei (Perry's ed 7 Tabel 21-7 Hal 21-11)

Lebar belt	=	14 in	=	35 cm	
Kecepatan normal conveying (u)	=	200 ft/menit	=	3.3333 ft/detik	
Kemiringan	=	10^0			
Kapasitas maksimum	=	32 ton/jam			
Cross sectional area of load	=	0 ft^2			
Belt plies	=	3 buah			
Power	=	0.4 hp / 30,48 m			
Ukuran lump maksimum	=	2 in			

Dengan lebar 14 in, dari tabel 5.5 hal 81 (Wallas) kapasitas yang diperlukan adalah = 38 ton/jam
Dari rumus Example 5.4 hal 83 dan grafik 5.5 (c) hal 82 didapat :
Daya yang dibutuh = P horizontal + P vertikal + P kosong
= (0,4+(L/300)(W/100)+0,001HW+P kosong
= 0.277 hp

R-110 REAKTOR PRE-TREATMENT

Fungsi : Tempat terjadinya proses delignifikasi dan hidrolisa hemiselulosa
Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk dished head
Dasar Pemilihan : Dapat menampung bahan korosif dalam jumlah besar dan aman
Bahan : Stainless Steel SS 316



Kondisi operasi
Suhu = 190 °C
Tekanan = 181.15 psig

Volume tangki
ρ larutan = 1089.64 kg/m^3 = 68 lbm/ft^3
rate massa = 275,233.74 kg/hari
rate volume = 252.6 m3/hari = 8,920 ft^3/hari
= 10.52 m3/jam = 371.7 ft^3/jam
u tinggal = 10 menit
V.liquid = waktu tinggal x rate
= 61.946 ft^3

asumsi : 1. Volume ruang kosong tangki adalah 30%
2. perbandingan tinggi silinder dengan diameter silinder adalah 2 : 1
3. Tutup atas dan tutup bawah berbentuk dished head

maka V tangki = Vliquid x 100% / 70%

= 88.49 ft^3

V_{tangki} = V tutup atas + V tutup bawah + V shell

$V_{tutup\ atas}$ = 0.0847 D^3

$V_{tutup\ bawah}$ = 0.0847 D^3

V_{shell} = 0.7854 D^2 Ls

Diasumsikan Ls = 2 D

88.494 = 0.0847 + 0.0847 +(0.7854 x 2) D^3

88.494 = 1.7 D^3

D = 3.7 ft = 4 ft

= 48 in

Mencari tinggi liquida dalam tangki :

Volume liquid = Vol. tutup bawah + vol. liquida dalam silinder

61.946 = 0.0847 D^3 + $\pi R^2 H_{liquida}$

61.946 = 5.42 + 12.56 $H_{liquida}$

$H_{liquida}$ = 4.50 ft

Tinggi silinder = 2 x D

= 2 x 4

= 8.00 ft

= 96.00 in

Menentukan Tekanan Desain Bejana

$P_{operasi}$ = 184.4 psi

P_{total} = $P_{hidrostatis}$ + $P_{operasi}$

= $\rho . g / gc . H_{larutan}$ + 184.40

= 2.13 psi + 184.40 psi

= 186.53 psia

P_{design} = 105% x P_{total} (faktor keamanan 5%)

= 181.15 psig

Menentukan Tebal Tangki

1 Tebal pada bagian silinder

Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat SS 316

dengan spesifikasi

$f_{allowable}$ = 20000

Faktor korosi = 0.04 (NREL)

Sambungan untuk pengelasan dipilih tipe double welded butt joint

Efisiensi las. (E) = 0.80 (Tabel 2.1. Kusnarjo. hal 14)

$$ts = \frac{Pd \times Di}{2 \times (f \times E - 0.6 \times Pd)} + c$$ (Pers 2-21. Kusnarjo. hal 15)

$$= \frac{181.15 \times 48.000}{2 \times [(20000 \times 0.8) - (0.6 \times 181.15)]} + 0.04$$

= 0.313 in

= 5 / 16

= 6 / 16

= 0.375 in

Tebal shell standar = 7/16 in (Tabel 2.6. Kusnarjo)

Check :

OD = ID + 2.ts
= 48 + (2 x 0.44)
= 48.88 in

OD standar = 54 in (Tabel 2.6. Desain Bejana Beretekanan, hal 20)
= 4.50 ft

Sehingga koreksi terhadap ID menjadi

ID = OD - 2.ts
= 54 in - (2 x 0.44) in
= 53.13 in
= 4.43 ft

Tinggi bagian silinder tangki

Ls = 2 x ID
= 2 x 4.43 ft
= 8.85 ft
= (8.85 x 12 in/ft)
= 106.25 in
= 8.85 ft

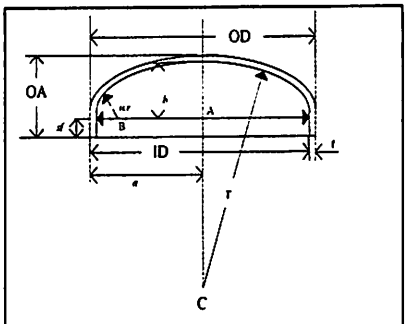
Mencari tinggi liquida dalam tangki :

$V_{liquida}$ = Vol. tutup bawah + vol. liquida dalam silinder

$61.946 = 0.0847\ D^3 + \pi R^2 H_{liquida}$

$61.946 = 7.35 + 15.39\ H_{liquida}$

$H_{liquida} = 3.55$ ft



Gambar 2. Dimensi dari dished head

Tutup atas dan bawah berupa standard dished head

r_c = ID = 53.13 in

$$t_{ha} = \frac{0{,}885 \times P_d \times r_c}{2 \times (f \times E - 0{,}1 \times P_d)} + C$$ (Persamaan 2-30. Kusnarjo. hal 19)

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times 181.15 \times 53.13}{2 \times (20000 \times 0.8) - (0.1 \times 181.15)} + 0.04$$

$$= 0.3 \text{ in} = \frac{4.90}{16} = \frac{5}{16}$$

Sehingga tebal tutup standard = 7/16 in (Tabel 2.6. Kusnarjo. hal 20)

dari tabel yang sama didapat

Straight flange, sf = 2 in (Tabel 2.8. Kusnarjo. hal 23)

Radius of dish, r = 54 in (Tabel 2.6. Kusnarjo. hal 20)

Inside Corner Radius (*icr*) = 3 1/4 in (Tabel 2.6. Kusnarjo. hal 20)

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$= \frac{53.13}{2} - 3.3 \text{ in}$$

$$= 23.31 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 54 - 3.3$$

$$= 50.75 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0.5}$$

$$= 54 \text{ in} - (2576 - 543.47)^{0.5}$$

$$= 8.92 \text{ in}$$

Tinggi tutup atas = Tutup bawah (OA)

= t + b + sf

= 11.36 in

Tinggi total tangki = tinggi silinder + 2 x tinggi tutup

= 106.25 in + 2 x 11.36 in

= 128.97 in

= 10.75 ft

Perhitungan diameter Nozzle

Rate massa solution masuk = 275,233.74 kg/hari

Rate Volumetrik (Qf) = 371.67 ft^3/jam

= 0.10 ft^3/s

Dicoba dengan menetapkan jenis aliran turbulent

$Di_{optimum} = 3{,}9 \times Qf^{0.45} \times \rho^{0.13}$ (Pers 2-42. Desain Bejana Bertekana. hal 32)

$= 3.9 \times (0.103 \text{ ft}^3/\text{s})^{0.45} \times (68.03 \text{ lb/ft}^3)^{0.13}$

= 2.43 in

Dipilih pipa 2,5 in Schedule 80 (App. A5-1. Geankoplis 3rd edition)

dimana :

OD = 2.875 in

= 2.875 in x 1/12 ft/in

= 0.240 ft

ID = 2.323 in

= 2.323 in x 1/12 ft/in

= 0.194 ft

Flow area = 0.029 ft^2

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu}$$

dimana :

$V = \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{luas area}}$

$= \frac{0.10 \text{ cuft/s}}{0.029 \text{ ft}^2}$

$= 3.51$ ft/s.

$\mu = 3.24$ cP

0.0022 lb/ft.s

sehingga

$N_{Re} = \frac{68.03 \text{ lb/cuft} \times 0.194 \times 3.51 \text{ ft/s}}{0.00218 \text{ lb/ft.s}}$

$= 21{,}231$ (alirannya turbulen)

Jadi asumsi aliran turbulen tepat

Dengan demikian diambil diameter nozzle inlet 2.5 in schedule 80

Perhitungan Pengaduk

Direncanakan dipakai six-blade 45° open turbine

Diameter impeler = 0.5 diameter shell (Tabel 3.4-1. Geankoplis 3rd edition)

= 0.5 x 4.43

= 2.21 ft

itaran blade (N) = 100 rpm

= 1.67 rps

ebar blade (W) = 1/5 x diameter impeler (Tabel 3.4-1. Geankoplis 3rd edition)

= 1/5 x 2.21

= 0.44 ft

injang blade (L) = 1/4 x diameter impeler (Tabel 3.4-1. Geankoplis 3rd edition)

= 1/4 x 2.21

= 0.55 ft

μ campuran = 0.0022 lb/ft.s

ρ_{camp} = 68.03 lb/cuft

N'_{re} (impeller)

$N'_{re} = \frac{Da^2 N.\rho}{\mu}$

$= \frac{2.21^2 \times 1.67 \times 68.03}{0.00218}$

$= 255{,}195.2$

Penentuan jumlah pengaduk :

Jumlah pengaduk $= \frac{\text{Tinggi liquid x sg}}{\text{Diameter tangki}}$ (Joshi hal 389)

$= \frac{3.55 \times 1.24}{4.43}$

= 1 buah

Power Pengaduk (Pers 3.4-2, Geankoplis 3rd edition)

$$P = \frac{Np}{gc} \times \rho \times N^3 \times D^5$$

keterangan :

P = Power (lb.ft/s)
Np = Faktor mixer (turbin)
= 1.3 (Gambar 3.4-4, Geankoplis 3rd edition)
g = Konstanta gravitasi (lb/ft2)
ρ = Densitas (lb/cuft)
N = Kecepatan putaran impeler (rps)
Da = Diameter impeler (ft)

Jadi,

$$P = \frac{1.3 \times 68.03 \times 1.67^3 \times 2.21^5}{32.174}$$

= 650.23 lb.ft/s
= 1.182 hp

Untuk 1 pengaduk
P = 1.18 hp

Perhitungan losses pengaduk

Minimum losses = 0.5 hp

Gland losses (Kebocoran tenaga akibat poros dan bearing) = 10% (Joshi hal 399)

Gland losses 10% = 10% x 1.182
= 0.1182 hp

Power input dengan Gland losses
= 1.18 + 0.1182
= 1.30 hp

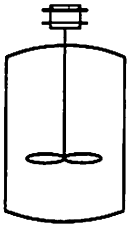
Transmision sistem losses
= 20% (Joshi hal 399)
= 20% x 1.30
= 0.260

Power input dengan transmision sistem losses
Total Power = 1.30 + 0.26
= 1.56 hp
= 2.86 hp

6 F-118 TANGKI H_2SO_4 1,5%

Fungsi : tempat proses pembuatan larutan H_2SO_4 1.5%
Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk dished head
Dasar Pemilihan : Dapat menampung bahan korosif dalam jumlah besar dan aman
Bahan : SS 316
Kondisi operasi

Suhu = 43 °C
Tekanan = 23.5 psig
Density larutan = 956.94 kg/m^3
s.g larutan = 1.84



Volume tangki

ρ larutan	=	968.42 kg/m^3	=	60.46 lbm/ft^3		
rate massa	=	95000.00 kg/hari				
rate volume	=	98.10 m^3/hari	=	3,464.29 ft^3/hari	=	144.35 ft^3/jam

waktu tinggal = 1440 menit
V.liquid = waktu tinggal x rate
= 3464.29 ft^3

asumsi : 1. Volume ruang kosong tangki adalah 20% (Gambar 2.1. Kusnarjo. hal 6)
2. perbandingan tinggi silinder dengan diameter silinder adalah 2 : 1
3. Tutup atas dan tutup bawah berbentuk dished head

maka V tangki = Vliquid x 100% / 80%
= 3464.29 x 100% / 80%
= 4330.37 ft^3

V_{tangki} = V tutup atas + V tutup bawah + V shell
$V_{tutup\ atas}$ = 0.0847 D^3
$V_{tutup\ bawah}$ = 0.0847 D^3
V_{shell} = 0.7854 D^2 Ls
Diasumsikan Ls = 2 D

4330.37 = 0,0847 + 0,0847 + (0,7854 x 2) D^3
4330.37 = 1.7 D^3
D = 13.55 ft = 14 ft
= 168 inch

Mencari tinggi liquida dalam tangki :
Volume liquid = Vol. tutup bawah + vol. liquida dalam silinder
3464.292 = 0.1 D^3 + πR^2 $H_{liquida}$
3464.292 = 232.42 + 153.86 $H_{liquida}$
$H_{liquida}$ = 21.01 ft
= 252.06 inch

Tinggi silinder = 2 x D
= 2 x 14
= 28.00 ft
= 336.00 in

Menentukan Tekanan Desain Bejana
$P_{operasi}$ = 14.7 psi
P_{total} = $P_{hidrostatis}$ + $P_{operasi}$
= ρ . g / gc . $H_{larutan}$ + 14.7
= 8.82 psi + 14.7 psi
= 23.52 psi
= 105% x P_{total} (faktor keamanan 5%)
P_{design} = 9.995 psig

APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

Menentukan Tebal Tangki

1. Tebal pada bagian silinder

Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari SS 316
dengan spesifikasi

$f_{allowable}$ = 20000

Faktor korosi = 0.04 (NREL)

Sambungan untuk pengelasan dipilih tipe double welded butt joint

Efisiensi las. (E) = 0.8 (Tabel 2.1. Kusnarjo. hal 14)

$$ts = \frac{P_{design} \times Di}{2 \times (f \times E - 0{,}6 \times P_{design})} + c$$ (Pers 2-21. Kusnarjo. hal 15)

$$= \frac{9.995 \times 168.00}{2 \times (20000 \times 0.8 - 0.6 \times 10.00)} + 0.04$$

= 0.092 in

= 1.5 / 16

Diambil tebal standar 3 / 16

= 0.19 in

Tebal shell standar = 5/8 in Tabel 5.7 B&Y hal 88

Check :

OD = ID + 2.ts

= 168 + (2 x 0.63)

= 169.25 in

OD standar = 180.00 in (Brownel & young hal 91)

= 15.00 ft

Sehingga koreksi terhadap ID menjadi

ID = OD - 2.ts

= 180 - (2 x 0.63)

= 178.75 in

= 14.90 ft

Tinggi bagian silinder tangki

Ls = 2 x ID

= 2 x 14.90 ft

= 29.79 ft

= 357.50 in

Mencari tinggi liquida dalam tangki :

Volume liquid = Vol. tutup bawah + vol. liquida dalam silinder

$3464.29 = 0.0847\ D^3 + \pi R^2 H_{liquid}$

$3464.29 = 279.95 + 174.18\ H_{liquid}$

$H_{liquida}$ = 18.28 ft

Tutup atas dan bawah berupa standard dished head

r_c = ID = 178.75 in

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times Pd \times r_c}{2 \times (f \times E - 0{,}1 \times P_d)} + 0.125 \text{ in}$$ (Pers 2-30. Kusnarjo. hal 19)

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times 10.00 \times 178.8}{2 \times ((20{,}000 \times 0.8) - (0.10 \times 10.00))} + 0.04$$

$= 0.051 \text{ in} = \frac{0.82}{16} \text{ in} = \frac{1}{16}$

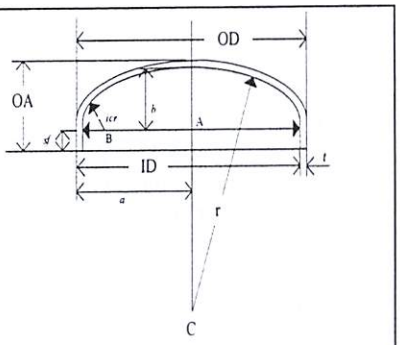
Sehingga tebal tutup standard = 5/8 in (Tabel 5.6. B & Y. hal 88)

dari tabel yang sama didapat

sf = 2.00 in (Tabel 2.8. Kusnarjo. hal 23)

r = 170 in (Tabel 2.6. Kusnarjo. hal 20)

icr = 11 in (Tabel 2.6. Kusnarjo. hal 20)



Gambar 2. Dimensi dari dished head

$AB = \frac{ID}{2} - icr$

$= \frac{178.75}{2} - 11.00 \text{ in}$

$= 78.38 \text{ in}$

$BC = r - icr$

$= 179 - 11.00$

$= 167.75 \text{ in}$

$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0.5}$

$= 170 - (28140 - 6142.6)^{0.5}$

$= 21.68 \text{ in}$

Tinggi tutup atas = Tutup bawah (OA)

$= t_{ha} + b + sf$

$= 0.63 + 21.68 + 2.00$

$= 24.31 \text{ in}$

Tinggi total tangki = tinggi silinder + 2 x tinggi tutup

$= 357.50 + 2 \times 24.31$

$= 406.12 \text{ in}$

$= 33.84 \text{ ft}$

Perhitungan diameter Nozzle

Rate massa solution masuk = 95,000 kg/hari

Rate Volumetrik (Qf) = 98.10 ft^3/jam

= 0.03 ft^3/s

Dicoba dengan menetapkan jenis aliran turbulent

$Di_{optimum} = 3{,}9 \times Qf^{0.45} \times \rho^{0.13}$ (Pers. 2-42. Kusnarjo. hal 32)

$= 3.9 \times (0.027 \text{ ft}^3/\text{s})^{0.45} \times (60.459 \text{ lb / ft}^3)^{0.13}$

$= 1.31 \text{ in}$

Dipilih pipa 1,5 in Schedule 80 (App. A5-1. Geankoplis 3rd edition)

dimana :

OD = 1.90 in

= 1.90 in x 1/12 ft/in

= 0.16 ft

ID = 1.50 in

= 1.50 in x 1/12 ft/in

= 0.13 ft

Flow area = 1.77 in^2 = 0.0123 ft^2

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu}$$

dimana :

$$V = \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{luas area}}$$

$$= \frac{0.027 \text{ cuft/s}}{0.012 \text{ ft}^2}$$

= 2.222 ft/s.

μ = 0.92 cP

0.0006 lb/ft.s

sehingga

$$N_{Re} = \frac{60.459 \text{ lb/cuft} \times 0.125 \times 2.222 \text{ ft/s}}{0.00062 \text{ lb/ft.s}}$$

= 27,286 (alirannya turbulen)

Jadi asumsi aliran turbulen benar

Dengan demikian diambil diameter nozzle inlet 1.5 in schedule 80

Perhitungan Pengaduk

Direncanakan dipakai flat six-blade turbine agitator

Diameter impeler = 0.4 diameter shell

= 0.4 x 14.90 (Tabel 3.4-1. Geankoplis 3rd edition, hal 144)

= 5.96 ft

Putaran pengaduk (N) untuk flat six-blade agitator berkisar antara 20 - 200 rpm

diambil N = 20 rpm

= 0.3 rps (geankoplis 142)

Lebar blade (W) = 1/5 x diameter impeler (Tabel 3.4-1. Geankoplis 3rd edition, hal 144)

= 1/5 x 5.958

= 1.192 ft

Panjang blade (L) = 1/4 x diameter impeler (Tabel 3.4-1. Geankoplis 3rd edition, hal 144)

= 1/4 x 5.958

= 1.490 ft

μ campuran = 0.001 lb/ft.s

ρ campuran = 60.46 lb/cuft

N'_{re} (impeller)

$$N'_{re} = \frac{Da^2 N.\rho}{\mu}$$

= 1,162,777.18

Lebar baffle = J = 1/12 Diameter shell (Tabel 3.4-1. Geankoplis 3rd edition, hal 144)

J = 1/12 x 14.896

= 1.24 ft

Karena N're diatas 10000, maka lebar baffle menjadi 1x lebar baffle standar

Lebar baffle = 1.24 ft

Penentuan jumlah pengaduk :

Jumlah Pengaduk

Jumlah pengaduk = $\frac{\text{Tinggi liquid x sg}}{\text{Diameter tangki}}$ (Joshi hal 389)

$$= \frac{18.282 \times 1.244}{14.9}$$

= 2 buah

Power Pengaduk (Pers. 3.4-2. Geankoplis 3rd edition, hal 145)

$$P = \frac{Np \times \rho \times N^3 \times Da^5}{gc}$$

$$= \frac{2.2 \times 60.459 \times 0.3^3 \times 5.958^5}{32.174}$$

keterangan :

P = Power (hp)

Np = Faktor mixer (turbin)

= 2.2 (Fig. 3.4-5. Geankoplis 3rd edition, hal 159)

g = Konstanta gravitasi (lb/ft^2)

ρ = Densitas (lb/cuft)

N = Kecepatan putaran impeler (rps)

Da = Diameter impeler (ft)

Jadi,

P = 1150 lb.ft/s

= 2.091 hp

Perhitungan losses pengaduk

Minimum losses = 0.5 hp

Gland losses (Kebocoran tenaga akibat poros dan bearing) = 10%

Gland losses 10% = 10% x 2.091

= 0.2091 hp

Power input dengan Gland losses

= 2.09 + 0.2091

= 2.300 hp

Transmision sistem losses

= 20% (Joshi hal 399)

= 20% x 2.30

= 0.4599

Power input dengan transmision sistem losses

= 2.30 + 0.46

= 2.76 hp

Total Power = 5.06 hp

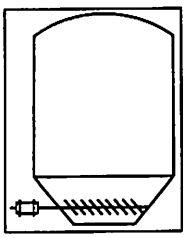
F-119 BLOWDOWN TANK REAKTOR PRE-TREATMENT

Fungsi : Menurunkan tekanan sistem hingga 1 atmosfer

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dished head dan bagian bawah conical

Dasar Pemilihan : Dapat menampung bahan korosif dalam jumlah besar dan aman

Bahan : SS 316



Kondisi operasi

Suhu = 113 °C

APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

Tekanan = 0.8 psig

No.	Komponen	Produk Uap		Bottom Product
		Kmol	Massa (kg/hari)	Massa (kg/hari)
1	Selulosa	0	0	69105.85
2	Xylan	0	0	5814.00
3	Arabinan	0	0	969.00
4	Galactan	0	0	95.00
6	Lignin	0	0	25650.00
7	ash	0	0	34200.00
8	H2O	1,455	26,186.8	64,289.1
9	H2SO4	0.0	3.8	851.2
10	Glucose	0.0	0.0	5,337.9
11	Xylose	0.0	0.2	33,033.9
12	Arabinose	0.0	0.0	5,505.7
13	Galactose	0.0	0.0	791.7
15	Furfural	5.7	547.9	2,740.8
16	HMF	0.0	0.0	110.8
TOTAL		1,461	26,738.7	248,495.0

1 Volume tangki

Volume tangki = Volume uap + Volume bottom produk

Rate volume uap = Mol uap x 22,4 (1 kgmol = 22,414 m^3 pada keadaan 0°C, 1 atm)
= 1,460.6 x 22.414
= 32,737 Nm^3/hari

Karena pengaruh suhu dan tekanan, maka koreksi terhadap volume uap menjadi

$$\frac{P_1.V_1}{T_1} = \frac{P_2.V_2}{T_2}$$

karena $P_1 = P_2 = 1$ atm, maka persamaan menjadi

$$V_2 = \frac{T_2}{T_1} V_1$$

dengan, T_1 = 0 °C = 273.15 K
T_2 = 112.72 °C = 385.87 K

$$V_2 = \frac{385.87}{273.15} 32,737$$

= 46,247 m^3/hari
= 1,633,191 ft^3/hari

Waktu tinggal = 5 menit
Volume uap = 5670.8 ft^3

ρ larutan = 1243.79 kg/m^3 = 78 lbm/ft^3
rate massa bottom = 248,495.01 kg/hari
rate volume botton = 199.8 m^3/hari = 7,055 ft^3/hari
= 8.32 m^3/jam = 294.0 ft^3/jam
waktu tinggal = 0.5 menit
Volume bottom = waktu tinggal x rate
= 2.450 ft^3

Vol tangki = 5670.8 + 2.450
= 5673.3 ft^3

V_{tangki} = V tutup atas + V tutup bawah + V shell
$V_{tutup\ atas}$ = 0.0847 D^3
$V_{tutup\ bawah}$ = 0.0756 D^3
V_{shell} = 0.7854 D^2 Ls
Diasumsikan Ls = 2 D

5673.3 = 0,0847 + 0,0756 + (0,7854 x 2) D^3
5673.3 = 1.7 D^3
D = 15 ft = 15 ft
= 180 in

Mencari tinggi liquida dalam tangki :

Volume liquid = Vol. liquida di tutup bawah
2.450 = 1/12 $\pi D^2 H_{liq}$
2.450 = 58.88 $H_{liquida}$
$H_{liquida}$ = 0.04 ft

Tinggi silinder = 2 x D
= 2 x 15
= 30 ft
= 360 in

Menentukan Tekanan Desain Bejana

$P_{operasi}$ = 14.7 psi
P_{total} = $P_{hidrostatis}$ + $P_{operasi}$
= $\rho . g / gc . H_{larutan}$ + 14.7
= 0.02 psi + 14.7
= 14.7 psia
P_{design} = 105% x P_{total} (faktor keamanan 5%)
= 0.8 psig

Menentukan Tebal Tangki

1 Tebal pada bagian silinder
Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari SS 316
dengan spesifikasi
$f_{allowable}$ = 20000
Faktor korosi = 0.04 (NREL)

Sambungan untuk pengelasan dipilih tipe double welded butt joint
Efisiensi las. (E) = 0.80 (Tabel 13.2. B & Y)

$$ts = \frac{Pd \times Di}{2 \times (f \times E - 0,6 \times Pd)} + c \quad \text{(B\&Y.254)}$$

$$= \frac{0.8 \times 180.0}{2 \times [(20000 \times 0.8) - (0.6 \times 0.8)]} + 0.04$$

= 0.044 in
= 0.7 / 16
= 3 / 16

= 0.1875 in

Tebal shell standar = 5/8 in Tabel 5.7 B&Y hal 89

Check :

OD = ID + 2.ts
= 180 + (2 x 0.6)
= 181.3 in

OD standar = 192.0 in (B & Y. Tabel 5.7.hal 90)
= 16.0 ft

Sehingga koreksi terhadap ID menjadi

ID = OD - 2.ts
= 192 in - (2 x 0.6) in
= 190.75 in
= 15.90 ft

Tinggi bagian silinder tangki

Ls = 2 x ID
= 2 x 15.9 ft
= 31.8 ft
= (31.8 x 12 in/ft)
= 381.50 in
= 31.79 ft

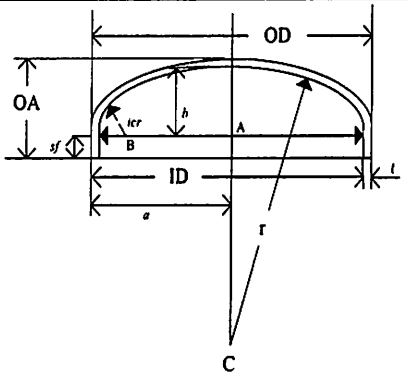
Mencari tinggi liquida dalam tangki :

$V_{liquida}$ = Vol. liquida pada tutup bawah

2.450 = $1/12\ \pi D^2 H_{liq}$

2.450 = $66.12\ H_{liquida}$

$H_{liquida}$ = 0.04 ft



Gambar 2. Dimensi dari dished head

Tutup atas berupa standard dished head

r_c = ID = 191 in

$$t_{ha} = \frac{0{,}885 \times P_d \times r_c}{2 \times (f \times E - 0{,}1 \times P_d)} + C$$

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times 0.8 \times 191}{2 \times (20000 \times 0.8) - (0.1 \times 0.8)} + 0.04$$

$= 0.044 \text{ in} = \frac{0.70}{16} = \frac{1}{16}$

Sehingga tebal tutup standard = 5/8 in (Tabel 5.6. B & Y. hal 88)

dari tabel yang sama didapat

Straight flange, sf = 3 in (bentuk range)

Radius of dish, r = 170 in (Tabel 5.7. B & Y. hal 89)

Inside Corner Radius (*icr*) = 11 1/2 in

$AB = \frac{ID}{2} - icr$

$= \frac{190.75}{2.00} - 11.5 \text{ in}$

$= 83.88 \text{ in}$

$BC = r - icr$

$= 170 - 11.5$

$= 158.50 \text{ in}$

$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0.5}$

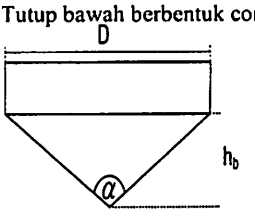
$= 170 \text{ in} - (25122 - 7035.0)^{0.5}$

$= 35.51 \text{ in}$

Tinggi tutup atas = t + b + sf

= 39.14 in

Tutup bawah berbentuk conical 120 °



$h_b = \frac{D}{2\,tg(0{,}5\alpha)}$ (Kusnarjo. hal 7)

$h_b = \frac{190.75}{2 \times tg(0.5 \times 120°)}$

$h_b = 55.13 \text{ in}$

$= 4.59 \text{ ft}$

Tebal tutup bawah

$tb = \frac{Pdesain \times D}{4(fE - 0{,}1Pdesain)\cos(0{,}5\alpha)} + C$

$tb = \frac{0.76 \times 190.75}{4 \times [(20000 \times 0.8) - (0.1 \times 0.76)] \times \cos 60} + 0.04$

$tb = 0.045 \text{ in}$

$tb = 0.7 / 16$

Diambil tebal conical standar

tb = 5/8 in

APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

Tinggi total tangki = tinggi silinder + tinggi tutup atas + tutup bawah
= 381.50 in + 39.14 in + 55.13 in
= 475.77 in
= 39.65 ft

Perhitungan diameter Nozzle

Rate massa solution masuk = 275,233.74 kg/hari
Rate Volumetrik (Qf) = 252.59 m^3/jam
= 0.07 m3/s

Dicoba dengan menetapkan jenis aliran turbulent

$Di_{optimum} = 3{,}9 \times Qf^{0.45} \times \rho^{0.13}$
$= 3.9 \times (0.070\ ft^3/s)^{0.45} \times (1000.0\ lb/ft^3)^{0.13}$
= 2.90 in

Dipilih pipa 3 in Schedule 80 (tabel 11. Kern hal 844)
dimana :
OD = 3.500 in
= 3.500 in x 1/12 ft/in
= 0.292 ft
ID = 2.9 in
= 2.9 in x 1/12 ft/in
= 0.242 ft
Flow area = 0.0458 ft^2

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu}$$

dimana :

$$V = \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{luas area}} = \frac{0.07\ \text{cuft/s}}{0.046\ ft^2} = 1.53\ \text{ft/s.}$$

$$\mu = \frac{3.91\ \text{cP}}{0.0026\ \text{lb/ft.s}}$$

sehingga

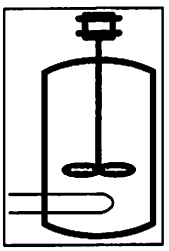
$$N_{Re} = \frac{1000.0\ \text{lb/cuft} \times 0.242 \times 1.53\ \text{ft/s}}{0.00263\ \text{lb/ft.s}}$$

= 140,699 (alirannya turbulen)

Jadi asumsi aliran turbulen tepat
Dengan demikian diambil diameter nozzle inlet 2.5 in

E-115 BEJANA PENDINGIN

Fungsi : Tempat mendinginkan keluaran reaktor pre-treatment
Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk dished head
Dasar Pemilihan : Dapat menampung bahan korosif dalam jumlah besar dan aman
Bahan : SS 316



Kondisi operasi

Suhu	=	77.5	°C
Tekanan	=	3.6	psig
Density H_2O	=	1266.4	kg/m^3
s.g fluida	=	1.3	

Volume tangki

ρ larutan	=	1,266.42	kg/m^3	=	79.06	lbm/ft^3
rate massa	=	275,233.7	kg/hari			
rate volume	=	217.33	m^3/hari	=	7,675	ft^3/hari
				=	319.8	ft^3/jam

waktu tinggal = 20 menit
V.liquid = waktu tinggal x rate
= 106.60 ft^3

asumsi : 1. Volume ruang kosong tangki adalah 20%
2. perbandingan tinggi silinder dengan diameter silinder adalah 2 : 1
3. Tutup atas dan tutup bawah berbentuk dished head

maka V tangki = Vliquid x 100% / 80%
= 106.60 x 100% / 80%
= 133.25 ft^3

V_{tangki} = V tutup atas + V tutup bawah + V shell
$V_{tutup\ atas}$ = 0.0847 D^3
$V_{tutup\ bawah}$ = 0.0847 D^3
V_{shell} = 0.7854 D^2 Ls
Diasumsikan Ls = 2 D

133.25 = 0,0847 + 0,0847 + (0,7854 x 2) D3
133.25 = 1.7 D^3
D = 4.246 ft = 5 ft
= 60 inch

Mencari tinggi liquida dalam tangki :

Volume liquid = Vol. tutup bawah + vol. liquida dalam silinder

$106.597 = 0.0847\ D^3 + \pi R^2\ H_{liquida}$

$106.597 = 10.588 + 19.625\ H_{liquida}$

$H_{liquida} = 4.89$ ft

$= 58.71$ inch

Tinggi silinder = 2 x D

= 2 x 5

= 10 ft

= 120 in

Menentukan Tekanan Desain Bejana

$P_{operasi} = 14.7$ psi

$P_{total} = P_{hidrostatis} + P_{operasi}$

$= \rho . g / gc . H_{larutan} + 14.7$

= 2.69 psi + 14.7 psi

= 17.39 psi

= 105% x P_{total} (faktor keamanan 5%)

$P_{design} = 3.56$ psig

Menentukan Tebal Tangki

1. Tebal pada bagian silinder

Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari SS 316 dengan spesifikasi

$f_{allowable} = 20000$

Faktor korosi = 0.04 (NREL)

Sambungan untuk pengelasan dipilih tipe double welded butt joint

Efisiensi las. (E) = 0.8 (Tabel 13.2. B & Y)

$$ts = \frac{P_{design} \times Di}{2 \times (f \times E - 0.6 \times P_{design})} + c \quad \text{(B\&Y.254)}$$

$$= \frac{3.555 \times 60.00}{2 \times (20000 \times 0.8 - 0.6 \times 3.56)} + 0.04$$

= 0.047 in

= 0.7 / 16

Diambil tebal standar 3 / 16

= 0.188 in

Tebal shell standar = 3/16 in Tabel 5.7 B&Y hal 88

Check :

OD = ID + 2.ts

= 60 + (2 x 0.188)

= 60.38 in

OD standar = 66 in (B & Y. Tabel 5.7.hal 91)

= 5.5 ft

Sehingga koreksi terhadap ID menjadi

ID = OD - 2.ts

= 66 - (2 x 0.188)

= 65.63 in

= 5.47 ft

Tinggi bagian silinder tangki

Ls = 2 x ID
= 2 x 5.5 ft
= 11 ft
= 131.25 in

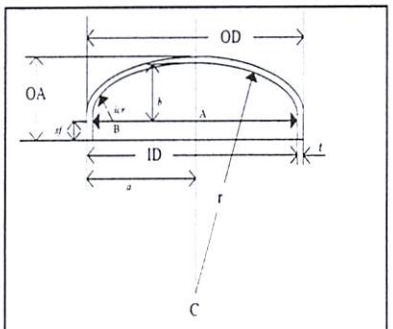
Mencari tinggi liquida dalam tangki :

Volume liquid = Vol. tutup bawah + vol. liquida dalam silinder

$106.60 = 0.0847\ D^3 + \pi R^2 H_{liquid}$

$106.60 = 13.85 + 23.48\ H_{liquid}$

$H_{liquida} = 3.95$ ft



Gambar 2. Dimensi dari dished head

Tutup atas dan bawah berupa standard dished head

r_c = ID = 65.6 in

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times Pd \times r_c}{2 \times (f \times E - 0.1 \times P_d)} + 0.04 \text{ in}$$

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times 3.56 \times 65.6}{2 \times ((20000 \times 0.8) - (0.10 \times 3.56))} + 0.04$$

$$= 0.044 \text{ in} = \frac{0.71}{16} \text{ in} = \frac{1}{16}$$

Diambil tebal tutup standard = 3/16 in (Tabel 5.6, B & Y, hal 88)

dari tabel yang sama didapat

sf = 1.75 in (bentuk range)

r = 66 in (Tabel 5.7, B & Y, hal 89)

icr = 3 5/8 in

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$= \frac{65.63}{2} - 3.625 \text{ in}$$

$$= 29.19 \text{ in}$$

BC = r - *icr*

= 66 - 3.625

= 62.00 in

$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0.5}$

$= 66 - (3844 - 851.9)^{0.5}$

$= 11.30$ in

Tinggi tutup atas = Tutup bawah (OA)

$= t_{ha} + b + sf$

$= 0.19 + 11.30 + 1.75$

$= 13.24$ in

Tinggi total tangki = tinggi silinder + 2 x tinggi tutup

= 131.25 + 2 x 13.24

= 157.73 in

= 13.14 ft

Perhitungan diameter Nozzle

Rate massa solution masuk = 275234 kg/hari

Rate Volumetrik (Qf) = 217.33 ft^3/jam

= 0.060 ft^3/s

Dicoba dengan menetapkan jenis aliran turbulent

$Di_{optimum} = 3{,}9 \times Qf^{0.45} \times \rho^{0.13}$

$= 3.9 \times (0.060\ ft^3/s)^{0.45} \times (79.063\ lb/ft^3)^{0.13}$

= 1.946 in

Dipilih pipa 2 in Schedule 80 (tabel 11, Kern hal 844)

dimana :

OD = 2.38 in

= 2.38 in x 1/12 ft/in

= 0.20 ft

ID = 1.94 in

= 1.94 in x 1/12 ft/in

= 0.16 ft

Flow area = 2.95 in^2

= 0.0205 ft^2

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu}$$

dimana :

$$V = \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{luas area}}$$

$$= \frac{0.060\ \text{cuft/s}}{0.020\ ft^2}$$

= 2.945 ft/s.

μ = 3.91 cP

0.0026 lb/ft.s

sehingga

$$N_{Re} = \frac{79.063\ \text{lb/cuft} \times 0.162 \times 2.945\ \text{ft/s}}{0.00263\ \text{lb/ft.s}}$$

= 14,315 (alirannya turbulen)

Jadi asumsi aliran turbulen benar

Dengan demikian diambil diameter nozzle inlet 1.5 in

Perhitungan Pengaduk

Direncanakan dipakai six-blade 45° open turbine

Diameter impeler = 0.5 diameter shell

= 0.5 x 5.47 (range 0,3 -0,5) (geankoplis 158)

= 2.734 ft

Putaran pengaduk (N) untuk flat six-blade agitator berkisar antara 20 - 200 rpm

diambil N = 100 rpm

= 1.7 rps (geankoplis 142)

Lebar blade (W) = 1/5 x diameter impeler (geankoplis 157)

= 1/5 x 2.734

= 0.547 ft

Panjang blade (L) = 1/4 x diameter impeler (geankoplis 158)

= 1/4 x 2.734

= 0.684 ft

μ campuran = 0.003 lb/ft.s

ρ campuran = 79.06 lb/cuft

N'_{re} (impeller)

$$N'_{re} = \frac{Da^2 N.\rho}{\mu}$$

= 374,800.09

Penentuan jumlah pengaduk :

Jumlah Pengaduk

Jumlah pengaduk = $\frac{\text{Tinggi liquid x sg}}{\text{Diameter tangki}}$ (Joshi hal 389)

$$= \frac{3.950 \times 1.298}{5.5}$$

= 1 buah

Power Pengaduk (Geankoplis. pers. 3.4-2. hal 145)

$$P = \frac{Np \times \rho \times N^3 \times Da^5}{gc}$$

$$= \frac{1.3 \times 79.063 \times 1.7^3 \times 2.734^5}{32.174}$$

keterangan :

P = Power (hp)

Np = Faktor mixer (turbin)

= 1.3 (Geankoplis. fig. 3.4-5. hal 159)

g = Konstanta gravitasi (lb/ft^2)

ρ = Densitas (lb/cuft)

N = Kecepatan putaran impeler (rps)

Da = Diameter impeler (ft)

Jadi,

P = 2174 lb.ft/s

= 3.952 hp

Perhitungan losses pengaduk

Minimum losses = 0.5 hp

Gland losses (Kebocoran tenaga akibat poros dan bearing) = 10%

Gland losses 10% = 10% x 3.952
= 0.3952 hp
Power input dengan Gland losses
= 3.95 + 0.3952
= 4.348 hp

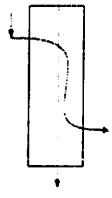
Transmision sistem losses
= 20% (Joshi hal 399)
= 20% x 4.35
= 0.8695

Power input dengan transmision sistem losses
= 4.35 + 0.87
= 5.22 hp
Total Power = 9.56 hp

Perencanaan coil pendingin

Air pendingin $t_1 = 30$ °C
= 86 °F

$T_1 = 95$ °C
= 203 °F
umpan



T_2 = 35 °C
= 95 °F

t_2 = 34 °C
= 93.2 °F

Massa air pendingin = 4,453,668.1 kg/hari
= 185,569.5 kg/jam

a. Neraca Panas

Neraca panas = 71,706,386 kJ/hari
= 2987766.1 kJ/jam
= 2,831,855.8 btu/jam

b. LMTD

	H fluid (°F)	C fluid (°F)	Δt (°F)	H : Hot
Higher temp	203	93	110	C : Cold
Lower temp	95	86	9	

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{(t_{hi} - t_{co}) - (t_{ho} - t_{ci})}{\ln[(t_{hi} - t_{co})/(t_{ho} - t_{ci})]}$$

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{110 - 9}{\ln(110 / 9)}$$

$$\Delta t_{LMTD} = 40.297$$

c. Perhitungan temperatur kalorik

$$T_c = \frac{86 + 93.2}{2} = 89.6 \text{ °F}$$

$$t_c = \frac{95 + 35}{2} = 65 \ °F$$

d. Trial ukuran pipa coil

Ditetapkan ukuran pipa coil = 3 in Sch 80

ID = 2.9 in (Tabel 10 Appendix. Kern) OD = 3.5 in Dj = 0.2659 ft

= 0.2417 ft 0.2917 ft

a" = 0.9170 ft^2 / lin ft (Tabel 10 Appendix. Kern)

a' = 0.0459 ft2 / lin ft

e. Menghitung harga h_{io} dan h_i

Bagian vessel : N_{Re} = 56,689

Jh = 810 (Gambar 27. Kusnarjo. hal 121)

h_o = $J \times (k/D_j) \times (Cp \times m/k)^{1/3} \times (m/m_w)^{0.14}$

Pada T_c = 89.6 °F

cp = 3.9 btu/lb °F

μw = 0.50 cp = 1.21 lb/hr.ft

k = 0.4 Btu/hr ft^2 (°F/ft)

μ = 3.91 cp = 9.46 lb/hr.ft

ho = $j*(k/Do)*(cm/k)^{0.333}*(m/m_w)^{0.14}$

= 293.960 $btu/ft^2.hr.°F$

Bagian coil :

Gt = 8912457 lb/ft2.jam

Nre = 94050

Jh = 200 (gambar 20, kusnarjo)

hi = 1365 btu/ft2.hr.oF

hio = 1131 btu/ft2.hr.oF

$$Uc = \frac{ho \times hoi}{ho + hoi}$$

$$Uc = \frac{332,452.0}{1424.90}$$

Uc = 233.315 $btu/ft^2.j.°F$

Rd ditetapkan = 0.001

$$Ud = \frac{Uc}{(1 + Rd \times Uc)} = 189.18 \ btu/ft^2.j.°F$$

Dengan adanya U_D maka harga A dan tinggi coil dapat ditentukan

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t_{LMTD}} = 148.59 \ ft^2$$

L = A/a' = 162.0 ft

Diambil dc = 4.5 ft

$$nc = \frac{L}{p \times dc} = \frac{162.04}{3.14 \times 4.5}$$

= 11.47 lilitan = 12.00 lilitan

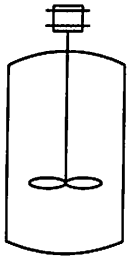
Asumsi : jarak antar lilitan, Sc = 1 in

Lc = (nc - 1) x (OD + Sc)

= 4.125 ft

9. R-210 REAKTOR HIDROLISA

Fungsi : Tempat terjadinya proses hidrolisa selulosa
Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk dished head
Dasar Pemilihan : Dapat menampung bahan korosif dalam jumlah besar dan aman
Bahan : SS 316



Kondisi operasi

Suhu = 190 °C
Tekanan = 181 psig

Volume tangki

ρ larutan = 1073.51 kg/m^3 = 67.02 lbm/ft^3
rate massa = 287,272.52 kg/hari
rate volume = 267.6 m^3/hari = 9,450 ft^3/hari
= 11.15 m^3/jam = 393.8 ft^3/jam
waktu tinggal = 10 menit
V.liquid = waktu tinggal x rate
= 65.627 ft^3

asumsi : 1. Volume ruang kosong tangki adalah 20%
2. perbandingan tinggi silinder dengan diameter silinder adalah 2 : 1
3. Tutup atas dan tutup bawah berbentuk dished head

maka V tangki = Vliquid x 100% / 80%
= 82.03 ft^3
V_{tangki} = V tutup atas + V tutup bawah + V shell
$V_{tutup\ atas}$ = 0.0847 D^3
$V_{tutup\ bawah}$ = 0.0847 D^3
V_{shell} = 0.7854 D^2 Ls
Diasumsikan Ls = 2 D

82.033 = 0,0847 + 0,0847 +(0,7854 x 2) D^3
82.033 = 1.7 D^3
D = 3.6 ft = 4 ft
= 48 in

1 <u>Mencari tinggi liquida dalam tangki :</u>

Volume liquid = Vol. tutup bawah + vol. liquida dalam silinder
65.627 = 0.1 D^3 + π R^2 $H_{liquida}$
65.627 = 5.42 + 12.56 $H_{liquida}$
$H_{liquida}$ = 4.8 ft
Tinggi silinder = 2 x D
= 2 x 4

= 8 ft
= 96 in

Menentukan Tekanan Desain Bejana

$P_{operasi}$ = 181 psi
P_{total} = $P_{hidrostatis}$ + $P_{operasi}$
= $\rho . g / gc . H_{larutan}$ + 181.3
= 2.23 psi + 181.3 psi
= 183.5 psia
P_{design} = 105% x P_{total} (faktor keamanan 5%)
= 178.0 psig

Menentukan Tebal Tangki

1 Tebal pada bagian silinder
Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari Stainless Steel
dengan spesifikasi
tipe SS 316
$f_{allowable}$ = 20000
Faktor korosi = 0.04

Sambungan untuk pengelasan dipilih tipe double welded butt joint
Efisiensi las. (E) = 0.80 (Tabel 13.2. B & Y)

$$ts = \frac{Pd \times Di}{2 \times (f \times E - 0{,}6 \times Pd)} + c \quad \text{(B\&Y.254)}$$

$$= \frac{178.0 \times 48}{2 \times [(20000 \times 0.8) - (0.6 \times 178.0)]} + 0.04$$

= 0.308 in
= 4.9 / 16
= 5 / 16
= 0.3125 in
Tebal shell standar = 7/16 in Tabel 5.7 B&Y hal 89

Check :
OD = ID + 2.ts
= 48 + (2 x 0.4)
= 49 in
OD standar = 54 in (B & Y. Tabel 5.7.hal 90)
= 4.5 ft

Sehingga koreksi terhadap ID menjadi
ID = OD - 2.ts
= 54 in - (2 x 0.4) in
= 53.13 in
= 4.43 ft

Tinggi bagian silinder tangki
Ls = 2 x ID
= 2 x 4.4 ft
= 8.9 ft
= (8.9 x 12 in/ft)
= 106 in
= 8.9 ft

Mencari tinggi liquida dalam tangki :

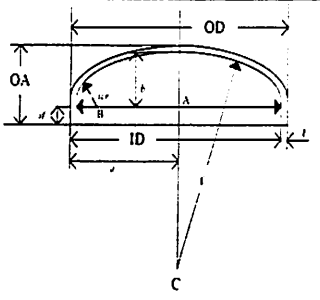
APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

$V_{liquida}$ = Vol. tutup bawah + vol. liquida dalam silinder

$65.627 = 0.0847\ D^3 + \pi R^2 H_{liquida}$

$65.627 = 7.349 + 15.39\ H_{liquida}$

$H_{liquida} = 3.79$ ft



Gambar 2. Dimensi dari dished head

Tutup atas dan bawah berupa standard dished head

r_c = ID = 53 in

$$t_{ha} = \frac{0{,}885 \times P_d \times r_c}{2 \times (f \times E - 0{,}1 \times P_d)} + C$$

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times 178.0 \times 53}{2 \times [(20000 \times 0.8) - (0.1 \times 178.0)]} + 0.04$$

$$= 0.3 \text{ in} = \frac{4.8}{16} = \frac{7}{16}$$

Sehingga tebal tutup standard = 7/16 in (Tabel 5.6. B & Y. hal 88)

dari tabel yang sama didapat

Straight flange, sf = 2 in (bentuk range)

Radius of dish, r = 54 in (Tabel 5.7. B & Y. hal 89)

Inside Corner Radius (*icr*) = 3 1/4 in

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$= \frac{53.13}{2} - 3.3 \text{ in}$$

$$= 23.31 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 54 - 3.3$$

$$= 51 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0.5}$$

$$= 54 \text{ in} - (2576 - 543.5)^{0.5}$$

$$= 8.92 \text{ in}$$

Tinggi tutup atas = Tutup bawah (OA)
= t + b + sf
= 11.36 in

Tinggi total tangki = tinggi silinder + 2 x tinggi tutup
= 106.25 in + 2 x 11.36 in
= 128.97 in
= 10.75 ft

Perhitungan diameter Nozzle

Rate massa solution masuk = 287,272.52 kg/hari
Rate Volumetrik (Qf) = 393.76 ft^3/jam
= 0.11 ft^3/s

Dicoba dengan menetapkan jenis aliran turbulent

$Di_{optimum} = 3{,}9 \times Qf^{0.45} \times \rho^{0.13}$
$= 3.9 \times (0.109\ ft^3/s)^{0.45} \times (67.02\ lb/ft^3)^{0.13}$
= 2.49 in

Dipilih pipa 3 in Schedule 8 (tabel 11. Kern hal 844)
dimana :
OD = 3.5 in
= 3.5 in x 1/12 ft/in
= 0.292 ft
ID = 2.9 in
= 2.9 in x 1/12 ft/in
= 0.242 ft
Flow area = 0.0458 ft^2

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu}$$

dimana :

$$V = \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{luas area}} = \frac{0.11\ \text{cuft/s}}{0.046\ ft^2} = 2.39\ \text{ft/s.}$$

μ = 2.96 cP
= 0.002 lb/ft.s

sehingga

$$N_{Re} = \frac{67.02\ \text{lb/cuft} \times 0.242 \times 2.39\ \text{ft/s}}{0.00199\ \text{lb/ft.s}}$$

= 19,414 (alirannya turbulen)

Jadi asumsi aliran turbulen tepat
Dengan demikian diambil diameter nozzle inlet 3 in

Perhitungan Pengaduk

Direncanakan dipakai six-blade 45° open turbine
Diameter impeler = 0.5 diameter shell
= 0.5 x 4.43 (range 0,3 -0,5) (geankoplis 144)
= 2.21 ft
ıtaran blade (N) = 100 rpm
= 1.67 rps

APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

Lebar blade (W) = 1/5 x diameter impeler (Geankoplis. hal 144)
= 1/5 x 2.21
= 0.44 ft

Panjang blade (L) 1/4 x diameter impeler (Geankoplis. hal 144)
= 1/4 x 2.21
= 0.55 ft

μ campuran = 0.0020 lb/ft.s

ρ_{camp} = 67.02 lb/cuft

N'_{re} (impeller)

$$N'_{re} = \frac{Da^2 N.\rho}{\mu}$$

$$= \frac{2.21^2 \times 1.67 \times 67.02}{0.00199}$$

= 274,973.49

Lebar baffle (J) = 1/12 Dt
= 1/12 x 4.43
= 0.37 ft

Karena N're diatas 10.000, maka lebar baffle menjadi 1x lebar baffle standar
Lebar baffle = 0.37 ft

Gap ke dinding = 0.1 J
= 0.1 x 0.37
= 0.037 ft

Penentuan jumlah pengaduk :

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{\text{Tinggi liquid x sg}}{\text{Diameter tangki}}$$ (Joshi hal 389)

$$= \frac{3.79 \times 1.27}{4.43}$$

= 2 buah

Power Pengaduk (Geankoplis, pers. 3.4-2, hal 145)

$$P = \frac{Np}{gc} \times \rho \times N^3 \times D^5$$

keterangan :
P = Power (lb.ft/s)
Np = Faktor mixer (turbin)
= 1.3 (Geankoplis. fig. 3.4-4. hal 145)
g = Konstanta gravitasi (lb/ft2)
ρ = Densitas (lb/cuft)
N = Kecepatan putaran impeler (rps)
Da = Diameter impeler (ft)
Jadi,

$$P = \frac{1.3 \times 67.02 \times 1.67^3 \times 2.21^5}{32.174}$$

= 640.6 lb.ft/s
= 1.16 hp

Untuk 2 pengaduk
P = 2.33 hp

Perhitungan losses pengaduk

Minimum losses = 0.5 hp

Gland losses (Kebocoran tenaga akibat poros dan bearing) = 10% (Joshi hal 399)

Gland losses 10% = 10% x 1.165
= 0.1165 hp

Power input dengan Gland losses = 2.33 + 0.1165
= 2.45 hp

Transmision sistem losses = 20% (Joshi hal 399)
= 20% x 2.45
= 0.489

Power input dengan transmision sistem losses

Total Power = 2.45 + 0.49
= 2.94 hp
= 5.38 hp

H-116 ROTARY VACUUM FILTER I

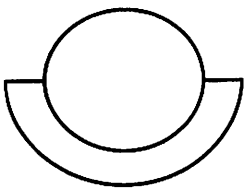
Fungsi = Memisahkan padatan yang terikut dalam fluida keluaran reaktor pre-treatment

Tipe = Rotary drum vacuum filter

Dasar pemilih = Cukup akurat dalam pemisahan antara larutan dan ampas

Bahan

- Drum = SS 316
- Filter = kanvas



Flowrate = V / At_c = $\{-R_m/t_c + [R_m^2/t_c^2 + 2\, C_s\, a\, (-\Delta P) f/(\mu t_c)]^{1/2}\} / a\, C_s$

Dimana : V/t_c : Laju Volumetrik filtrat, m^3 /det

A : Luas Permukaan flter , m^2

R_m : Tahanan film, m^{-1}

t_c : waktu siklus (time cycle) filter, det

C_s : Konsentrasi padatan dalam umpan masuk, kg padatan / m^3 filtrat

$-\Delta P$: perbedaan tekanan, Pa

a : tahanan cake, m /kg padatan

f : fraksi (bagian) filter terbenam

C_x : konsentrasi solid dibandingkan dengan slurry

μ : viskositas air, Pa.det

Properties air 30°C

ρ = 1162.6 kg/m^3

μ = 0.0000 Pa.s

A. Laju Filtrasi

C_x = 0.349 kg solid/ kg slurry

Moisture content 40 wt/wt, solid content 30 wt/wt

diambil: m = 1.02 kg cake basah/kg cake kering

$$C_s = \frac{\rho C_x}{1 - m C_x}$$

C_s = 629 kg/m^3

$$V / t_c = \frac{0.8\ Cx}{Cs}$$

V / t_c = 0.0004 m^3 filtrat/ det

B. Tahanan Filter, Rm

$R_m = L / K_p$

Dimana : L = tebal filter, m

K_p = permeabilitas filter, m^3

Tebal media filter = 1 cm (Wallas, hal 318)

= 0.01 m

Media filter yang digunakan Calcium carbonate (precipitated), maka :

Kp = 1E-12 m^2

Rm = 1E+10 m^{-1}

C. Perbedaan Tekanan, -ΔP :

-ΔP = 200 mmHg

= 0.267 bar

= 26658 Pa

D. Waktu Siklus Filter, t_c

$$\frac{-\Delta P}{0{,}67 t_C} = (100L)^2$$ (wallas , pers 11.28)

t_C = 0.398 menit

= 23.87 detik

Dari Perry edisi VI halaman 19-79, range tc = 0.1 - 10 menit

E. Tahanan cake , a

a = 2E+11 m/k_l (wallas, hal 317)

(-Rm/tc) = -4E+08

(Rm^2/tc^2) = 1.75E+17

2cs a (-ΔP) f = 2.22E+13

F. Fraksi / bagian filter yang terbenamkan

a cs = 1E+14

f = 0.3

μ tc = 0

Kapasitas Filtrasi solid 150 $kg/jam.m^2$ (wallas.table 11.13 hal 329)

= 126063 kg/hari = 5,253 kg/jam

A = 35.02 m^2 = 377 ft^2

Ukuran standart rotary drum vacuum filter

bergantung pada hasil perhitungan A terbesar *(wallas,table 11.12 b hal 327)*

Luas Permukaan filter = 400 ft^2 = 37 m2

Diameter,D = 8 ft

Panjang, L = 16 ft

Bahan Filter = Nylon (tabel 11.17 Wallas hal. 332)

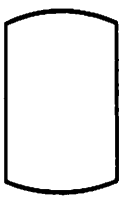
Filter Aid = Diatomaceous silica

Tekanan Vacuum = 560 mmHg

Aliran Udara = 54 $m^3/jam.m^2$

Spesifikasi
Nama : Rotary drum filter
Fungsi : Memisahkan antara liquid dan padatan
Tipe : Rotary drum filter
Jumlah : 1 buah
Luas filter : 400 ft^2
Waktu filtrasi : 24 detik

F-216 TANGKI PENAMPUNG FILTRAT (hasil delignifikasi)
Fungsi : Menampung filtrat yang keluar dari rotary vacuum filter
Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk dished head dan tutup bawah berbentuk datar
Dasar Pemilihan : Dapat menampung bahan korosif dalam jumlah besar dan aman



Kondisi operasi
Suhu = 30 °C
Tekanan = 2.2 psig

Volume tangki
ρ larutan = 1056.4 kg/m^3 = 65.95 lbm/ft^3
rate massa = 245778 kg/hari
rate volume = 232.6 m^3/hari = 8,215.9 ft^3/hari
= 342.33 ft^3/jam
waktu tinggal = 60 menit
V.liquid = waktu tinggal x rate
= 9.69 m^3 = 342.3 ft^3

asumsi : 1. Volume ruang kosong tangki adalah 20%
2. perbandingan tinggi silinder dengan diameter silinder adalah 2 : 1
3. Tutup atas dan tutup bawah berbentuk dished head

maka V_{tangki} = Vliquid 100% / 80%
= 12.12 m^3 = 427.91 ft^3
V_{tangki} = V tutup atas + V tutup bawah + V shell
$V_{tutup\ atas}$ = 0.0847 D^3
$V_{tutup\ bawah}$ = 0.0847 D^3
V_{shell} = 0.7854 D^2 Ls
Diasumsikan Ls = 2 D

427.91 = 0,0847 + 0,0847 + (0,7854 x 2) D^3
427.91 = 1.7 D^3
D = 6.3 ft = 6 ft
= 72 in

<u>Mencari tinggi liquida dalam tangki :</u>

APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

Volume liquid = Vol. tutup bawah + vol. liquida dalam silinder

342.33 = $0.1\ D^3 + \pi R^2 H_{liquida}$

342.33 = 18.295 + 28.26 $H_{liquida}$

$H_{liquida}$ = 11 ft

Tinggi silinder = 2 x D
= 2 x 6
= 12 ft
= 144 in

Menentukan Tekanan Desain Bejana

$P_{operasi}$ = 2.2 psi

P_{total} = $P_{hidrostatis}$ + $P_{operasi}$
= $\rho . g / gc . H_{larutan}$ + 2.175
= 5.25 psi + 2.175
= 7.43 psi
= 105% x P_{total} (faktor keamanan 5%)

P_{design} = -6.9021 psig

Menentukan Tebal Tangki

1 Tebal pada bagian silinder

Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari Stainless Steel dengan spesifikasi

SS 316

$f_{allowable}$ = 20000

Faktor korosi = 0.04

Sambungan untuk pengelasan dipilih tipe double welded butt joint

Efisiensi las. (E) = 0.8 (Tabel 13.2. B & Y)

$$ts = \frac{Pd \times Di}{2 \times (f \times E - 0.6 \times Pd)} + c$$ (B&Y.254)

$$= \frac{-6.90 \times 72.00}{2 \times ((20000 \times 0.8) - (0.6 \times -7))} + 0.04$$

= 0.024 in
= 0.4 / 16
= 3 / 16
= 0.2 in

Tebal shell standar = 5/16 in Tabel 5.7 B&Y hal 89

Check :

OD = ID + 2.ts
= 72.00 + (2 x 0.3)
= 72.63 in

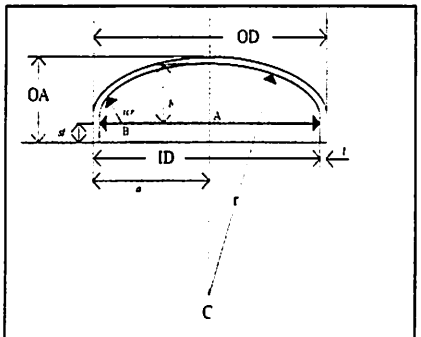
OD standar = 78 in (B & Y. Tabel 5.7.hal 91)
= 6.5 ft

Sehingga koreksi terhadap ID menjadi

ID = OD - 2.ts
= 78 in - (2 x 0.3) in
= 77.4 in
= 6.45 ft

Tinggi bagian silinder tangki

Ls = 2 x ID



Gambar 2. Dimensi dari dished head

= 2 x 6.45 ft
= 12.90 ft
= 154.8 in

Mencari tinggi liquida dalam tangki :

Volume liquid = Vol. tutup bawah + vol. liquida dalam silinder

$342.3 = 0.0847\ D^3 + \pi R^2 H_{liquida}$

$342.3 = 22.71 + 32.64\ H_{liquida}$

$H_{liquida} = 9.79$ ft

Tutup atas dan bawah berupa standard dished head

$r_c = ID = 77.4$ in

$$t_{ha} = \frac{0{,}885 \times P_d \times r_c}{2((f \times E) - (0.1 \times P_d))} + c$$

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times -6.90 \times 77.4 \text{ in}}{2 \times ((20250 \times 0.8) - (0.1 \times -7))} + 0.04$$

$$t_{ha} = 0.03 \text{ in} = \frac{0.4}{16} \text{ in} = \frac{1}{16}$$

Sehingga tebal tutup standard = 5/16 in (Tabel 5.6, B & Y, hal 88)

dari tabel yang sama didapat sf

Straight flange (sf) = 2.0 in (bentuk range)

Radius of Dish (r) = 78 in (Tabel 5.7, B & Y, hal 89)

Inside Corner Radius (*icr*) = 4 3/4 in

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$= \frac{77.38}{2} - 4\ 3/4 \text{ in}$$

$= 33.94$ in

$BC = r - icr$

$= 78 - 4\ 3/4$

$= 73$ in

$b = (BC^2 - AB^2)$

$= 78 \text{ in} - (5366 - 1151.8)^{0.5}$

$= 13.09$ in

Tinggi tutup atas = Tutup bawah

= t + b + sf

= 15.40 in

Tinggi total tangki = tinggi silinder + 2 x tinggi tutup

= 154.8 + (2 x 15.40)

= 185.55 in

= 15.46 ft

Perhitungan diameter Nozzle

Rate massa solution masuk

Rate Volumetrik, Qf = 245,778 kg/hari

= 232.6 ft^3/jam

= 0.06 ft^3/s

Dicoba dengan menetapkan jenis aliran turbulen

$Di_{optimum} = 3{,}9 \times (Q)^{0.45} \times \rho^{0.13}$ *(Kusnarjo, hal 32)*

$= 3.9 \times (0.06\ ft^3/s)^{0.45} \times (65.95\ lb/ft^3)^{0.13}$

$= 1.96$ in

Dipilih pipa 2 in Schedule 40 (tabel 11, Kern hal 844)

dimana :

OD = 2.38 in

= 2.38 in x 1/12 ft/in

= 0.20 ft

ID = 2.07 in

= 2.07 in x 1/12 ft/in

= 0.17 ft

Flow area = 0.023 in^2

= 0.00016 ft^2

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu}$$

dimana :

$$V = \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{luas area}} = \frac{0.065\ cuft/s}{0.000\ ft^2} = 399.40\ ft/s.$$

μ = 1.7752 cP

= 0.0012 lb/ft.s

sehingga

$$N_{Re} = \frac{65.95\ lb/cuft \times 0.172\ ft \times 399.399\ ft/s}{0.00119\ lb/ft.s}$$

= 3,803,751 (alirannya turbulen)

Jadi asumsi aliran turbulen sudah benar

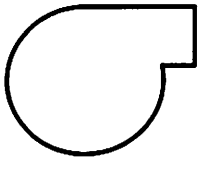
Dengan demikian diambil diameter nozzle inlet = 2 in

11 G-217 Pompa Vakum

Fungsi : Mempertahankan kondisi vakum pada rotary drum filter I

Tipe : Centrifugal blower

Dasar pemilihan : Dapat menghembuskan udara dalam jumlah besar



Suhu udara masuk blower	=	30 °C	=	86 °F
Tekanan udara masuk	=	14.7	psia	
Pressure drop diambil 0,5 psi	=	13.87	psia	(Perry, page 6-21)
Tekanan udara luar	=	15.2	psia	
Laju alir massa udara	=	2007	m3/jam	

ρ udara pada 86°F = 0.1 lb/ft^3

Laju volumetrik udara, Q udara = 1181.1 ft^3/min

Daya yang dibutuhkan untuk menggertakkan poros motor

$HP = 0{,}000154 \times Q \times \Delta P$

HP = 0,000154 x 1181.1 x 14
= 2.5 HP

Efisiensi = $\frac{\text{HP blower}}{\text{HP poros}}$

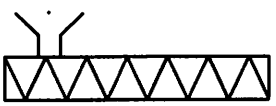
Efisiensi blower = 40 - 70%
Dipakai 70%, sehingga :
HP poros = 3.6 HP

Spesifikasi

Fungsi	:	membuat kondisi vacumm pada Rotary Vacuum Filter menjadi media pengering dalam rotary dryer
Jenis	:	Centrifugal blower
Kapasitas	=	1181.1 ft^3/min
Jumlah	=	1 buah
Daya motor	=	3.6 HP
Efisiensi	=	70%
Material	=	Carbon steel SA 283 Grade C

211 SCREW CONVEYOR

Fungsi	:	Mengangkut cake yang tersaring pada rotary vacuum filter I
type	:	Plain Spout
dasar pemilihan	:	Cocok untuk mengangkut material berupa cake



kapasitas	=	138,550.53	kg/hari
	=	5,772.94	kg/jam
	=	5.77	ton/jam
	=	12,727.15	lb/jam
densitas cake	=	1,355	kg/m^3 = 84.59 lb/ft^3
laju alir cake	=	150.46	ft^3/jam

Dari *tabel 7-6 Perry edisi 5 halaman 7-7*

Kapasitas maksimum	=	200	ft^3/jam
Diameter flight	=	9	in
Diameter pipa	=	2.5	in
Diameter shaft	=	2	in
Diameter feed section	=	6	in
Hanger center	=	10	ft
Kecepatan	=	40	rpm

J-135 Bucket Elevator

Fungsi	:	Mengangkut cake ke reaktor hidrolisa
Tipe	:	Spaced-bucket positive-discharge elevator
Dasar pemilihan	:	Mampu mengangkat material yang lengket dan cenderung menggumpal

Kapasitas	=	138,550.53	kg/hari
	=	138.55	ton/hari
	=	5.77	ton/jam

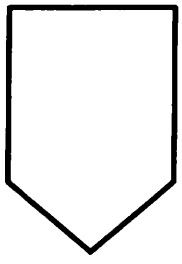
Tabel 7-8 Perry 5th ed.

Diambil kapasitas	=	14 ton/jam
Size of bucket	=	6 x 4 x 4,5 in
Elevator centers	=	50 ft

Bucket speed	=	260	ft/min
Head shaft	=	43	rpm
hp required at head shaft	=	1.6	hp
Belt width	=	7	in

14 F-213 Bin feed Reaktor hydrolisa

Fungsi : Mengatur rate masuk pada Reaktor Hidrolisa
Tipe : Mass flow bin
Dasar pemilihan : Mengalirkan dengan densitas konstan dan indikator level dapat dipercaya



Kondisi Operasi

Temperatur	=	30 C	
Tekanan Operasi	=	2.55	psig
Rate massa masuk	=	287,272.52	kg/hari
	=	11,969.69	kg/jam
Densitas	=	1,355.0	kg/m^3
	=	84.6	lbm/ft^3

Rate volumetrik $= \dfrac{\text{Rate massa masuk}}{\text{Densitas}}$

$= \dfrac{\text{\#\#\#\#\#\# kg/jam}}{1{,}355.0\ kg/m^3}$

$= 8.83\ m^3/jam$

Desain Volume Bin

Asumsi bin terisi 80% bahan dan dapat menyimpan bahan selama 6 jam

Volume bin = 125% rate volumetrik x waktu tinggal
= 125% x 8.834 x 6
= 66.253 m^3
= 2,339.7 ft^3

Volume bahan = 53.002 m^3
= 1,871.8 ft^3

Diambil tinggi silinder (H) 1.5 diameter silinder (D)

Bagian bawah berbentuk conical dengan α 120 °

Volume bin = Volume silinder + Volume conical bawah

$$2{,}339.70 = \frac{\pi}{4}D^2H + \left(\frac{\pi D^3}{24\ tg(0{,}5\alpha)}\right)$$

$2{,}339.70 = 1.178\ D^3 + 0.076\ D^3$

$2{,}339.70 = 1.253\ D^3$

D = 12.31 ft

D = 147.76 in

H = 18.47 ft
= 221.65 in

inggi bahan dalam bin

V bahan = $\frac{\pi}{4} D^2 H_{bahan} + \left(\frac{\pi D^3}{24\, tg(0{,}5\alpha)}\right)$

1,871.76 = 119.03 H_{bahan} + 141.21

H_{bahan} = 14.54 ft

Desain Tekanan

erhitungan Vertical Pressure

ensitas Bahan = 1,355.0 kg/m^3

= 84.6 lbm/ft^3

t_r = 36 °

t_m = 36 °

in α m = 0.5878

n α m = 0.7265

' = (1-sin sin α_m)/(1+sin sin α_m)

= $\frac{1 - 0.5878}{1 + 0.5878}$

= 0.2596

= 6.2 ft

t = 14.54 ft

B = $\frac{R \times rho\ (g/gc)}{2 \times \tan \alpha_m \times K'} \left(1 - e^{-2 \tan \alpha_m K' Zt / R}\right)$

= 249.17 lb/ft2

= 1.7303 psi

erhitungan Lateral Pressure

L = K' P_B

= 0.2596 x 1.7303

= 0.4492 psi

ekanan desain = P internal + faktor keamanan 5%

P_{desain} = (14.7 + 1.73) + 0.8215 psia

P_{desain} = 2.55 psig

ahan yang digunakan adalah SS 316

engelasan yang digunakan double welded butt joint

llowable stress (f) = 20000 psi

aktor korosi (C') = 0.04 in

fisiensi las (E) = 0.8

ebal shell bin

:s = $\frac{P_{design} \times Di}{2 \times (f \times E - 0.6 \times P_{design})} + c$ (B&Y.254)

:s = $\frac{2.552 \times 147.76}{2 \times [(20000 \times 0.8) - (0.6 \times 2.55)]} + 0.04$

:s = 0.05 in

:s = 0.8 / 16

iambil tebal standar

:s = 7 / 16

Check :

OD = ID + 2.ts
= 147.76 + (2 x 0.438)
= 148.64 in

OD standar = 156 in (B & Y. Tabel 5.7.hal 91)
= 13 ft

Sehingga koreksi terhadap ID menjadi

ID = OD - 2.ts
= 156 - (2 x 0.438)
= 155.13 in
= 12.93 ft

Tinggi bagian silinder bin

H = 1.5 x ID
= 1.5 x 12.93 ft
= 19.39 ft
= 232.69 in

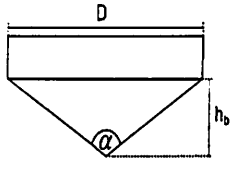
Tutup Atas

Tutup atas berbentuk datar

t_{ha} = ts = 7/16 in

Tutup Bawah

Tutup bawah berbentuk conical 120 °



$$h_b = \frac{D}{2\,tg(0{,}5\alpha)}$$ (Kusnarjo. hal 7)

$$h_b = \frac{155.13}{2 \times tg(0.5 \times 120°)}$$

h_b = 44.836 in
= 3.7363 ft

Tebal tutup bawah

$$tb = \frac{Pdesain \times D}{4(fE - 0{,}1Pdesain)\cos(0{,}5\alpha)} + C$$

$$tb = \frac{2.55 \times 155.13}{4 \times [(20000 \times 0.8) - (0.1 \times 2.55)] \times \cos 60}$$

tb = 0.052 in
tb = 0.8 / 16

Diambil tebal conical standar

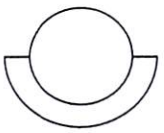
tb = 7/16 in

Maka tinggi total bin

H bin = tinggi silinder + tinggi tutup bawah
H bin = 19.39 + 3.7363
H bin = 23.13 ft
= 277.52 in

H-311 ROTARY VACUUM FILTER II

Fungsi : Memisahkan padatan yang terikut dalam fluida keluaran Tangki Netralisasi
Tipe : Rotary drum vacuum filter
Dasar pemilihan : Cukup akurat dalam pemisahan antara larutan dan ampas
Bahan
- Drum : Carbon steel SA-167 type 304 grade C
- Filter : kanvas



$$\text{Flowrate} = V / At_c = \{-R_m/t_c + [R_m^2/t_c^2 + 2\, C_s\, a\, (-\Delta P) f/(\mu t_c)]^{1/2}\}/ a\, C_s + 0.04$$

Dimana : V/t_c = Laju Volumetrik filtrat, m^3 /det
A = Luas Permukaan flter , m^2
R_m = Tahanan film, m^{-1}
t_c = waktu siklus (time cycle) filter, det
C_s = Konsentrasi padatan dalam umpan masuk, kg padatan / m^3 filtrat
$-\Delta P$ = perbedaan tekanan, Pa
a = tahanan cake, m /kg padatan
f = fraksi (bagian) filter terbenam
C_x = konsentrasi solid dibandingkan dengan slurry
μ = viskositas air, Pa.det

Properties air 30°C
ρ = 993.97 kg/m^3
μ = 0.0008 Pa.s

A. Laju Filtrasi

Rate slurry = 508,426.83 kg/jam
= 141.23 kg/s
C_x = 0.203 kg solid/ kg slurry
Moisture content 40 wt/wt, solid content 30 wt/wt
Diambil: m = 1.35 kg cake basah/kg cake kering

$$C_s = \frac{\rho\, C_x}{1 - m\, C_x}$$

C_s = 278 kg/m^3

$$V / t_c = \frac{141.23\ Cx}{Cs}$$

V / t_c = 0.1032 m^3 filtrat/s

B. Tahanan Filter, Rm

$R_m = L/ K_p$
Dimana : L = tebal filter, m
K_p = permeabilitas filter, s/m^6
Tebal media filter = 1 cm (Wallas, hal 318)
= 0.01 m
Media filter yang digunakan Calcium carbonate (precipitated), maka :

Kp = 1.0E-12 m^2
Rm = 1.0E+10 m^{-1}

C. Perbedaan Tekanan, -ΔP :

-ΔP = 200 mmHg
= 0.2666 bar
= 26658 Pa

D. Waktu Siklus Filter, t_c

$$\frac{-\Delta P}{0,67} = (100L)^2$$ (wallas . pers 11.28)

t_C = 0.398 menit
= 23.87 detik

Dari Perry edisi VI halaman 19-79, range tc = 0.1 - 10 menit

E. Tahanan cake , a

a = 2E+11 m/kg (wallas, hal 317)
(-Rm/tc) = -4E+08
(Rm^2/tc^2) = 1.75E+17
2cs a (-ΔP) f = 9.82E+12

F. Fraksi / bagian filter yang terbenamkan

a cs = 6E+13
f = 0.3
μ tc = 0.0191

Kapasitas Filtrasi = 150 kg/jam.m^2 (wallas.table 11.13 hal 329)
Solid = 103219 kg/hari = 4,301 kg/jam
A = 28.67 m^2 = 309 ft^2

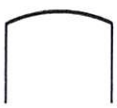
Ukuran standart rotary drum vacuum filter
bergantung pada hasil perhitungan A terbesar *(wallas,table 11.12 b hal 327)*

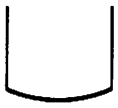
Luas Permukaan filter = 400 ft^2
Diameter,D = 8 ft
Panjang, L = 16 ft
Bahan Filter = Nylon (tabel 11.17 Wallas hal. 332)
Filter Aid = Diatomaceous silica
Tekanan Vacuum = 560 mmHg
Aliran Udara = 54 m^3/jam.m^2

Spesifikasi
Nama : Rotary drum filter
Fungsi : Memisahkan antara liquid dan padatan
Tipe : Rotary drum filter
Jumlah : 1 buah
Luas filter : 400 ft^2
Waktu filtrasi : 24 detik

16. F-312 TANGKI PENAMPUNG FILTRAT II

Fungsi : Menampung filtrat yang keluar dari rotary vacuum filter hasil hydrolisa
Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk dished head dan tutup bawah berbentuk datar
Dasar Pemilihan : Dapat menampung bahan korosif dalam jumlah besar dan aman





:ondisi operasi

;uhu = 35 °C

'ekanan = 6.2 psig

'olume tangki

larutan = 1,074.1 kg/m^3 = 67.06 lbm/ft^3

ate massa = 506,374 kg/hari

ate volume = 471.43 m^3/hari = 16,648 ft^3/hari

= 693.68 ft^3/jam

/aktu tinggal = 240 menit

'.liquid = waktu tinggal x rate

= 78.57 m^3 = 2774.7 ft^3

sumsi : 1. Volume ruang kosong tangki adalah 20%

2. perbandingan tinggi silinder dengan diameter silinder adalah 2 : 1

3. Tutup atas dan tutup bawah berbentuk dished head

iaka V_{tangki} = Vliquid 100% / 80%

= 98.2 m^3 = 3468.4 ft^3

$'_{tangki}$ = V tutup atas + V tutup bawah + V shell

$'_{tutup\ atas}$ = 0.0847 D^3

$'_{tutup\ bawah}$ = 0.0847 D^3

$'_{shell}$ = 0.7854 D^2 Ls

)iasumsikan l = 2 D

;468.42 = 0.0847 + 0.0847 + (0.7854 x 2) D^3

;468.42 = 1.7 D^3

D = 12.6 ft = 13 ft

= 156 in

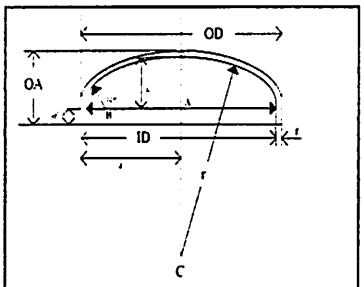
<u>Mencari tinggi liquida dalam tangki :</u>

'olume liquid = Vol. tutup bawah + vol. liquida dalam silinder

:774.73 = 0.1 D^3 + π R^2 $H_{liquida}$

:774.73 = 186.09 + 132.67 $H_{liquida}$

$H_{liquida}$ = 19.51 ft



Gambar 2. Dimensi dari dished head

inggi silinder = 2 x D

= 2 x 13

= 26 ft
= 312 in

Menentukan Tekanan Desain Bejana

$P_{operasi}$ = 10.8 psi

P_{total} = $P_{hidrostatis}$ + $P_{operasi}$
= $\rho . g / gc . H_{larutan}$ + 10.8
= 9.09 psi + 10.8
= 19.89 psi
= 105% x P_{total} (faktor keamanan 5%)

P_{design} = 6.1809 psig

Menentukan Tebal Tangki

1 Tebal pada bagian silinder

Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari Carbon Steel dengan spesifikasi :

type 304, grade 3 (SA-167) (App. D. Brownell. hal : 342)

$f_{allowable}$ = 18750

Faktor korosi ('C) = 0.125

Sambungan untuk pengelasan dipilih tipe double welded butt joint

Efisiensi las. (E) = 0.8 (Tabel 13.2, B & Y)

$$ts = \frac{Pd \times Di}{2 \times (f \times E - 0.6 \times Pd)} + c$$ (B&Y.254)

$$= \frac{6.18 \times 156.00}{2 \times ((18750 \times 0.8) - (0.6 \times 6))} + 0.125$$

= 0.157 in
= 2.5 / 16
= 3 / 16
= 0.1875 in

Tebal shell sta = 1/2 in Tabel 5.7 B&Y hal 89

Check :

OD = ID + 2.ts
= 156.00 + (2 x 0.5)
= 157.00 in

OD standar = 168 in (B & Y. Tabel 5.7.hal 91)
= 14.0 ft

Sehingga koreksi terhadap ID menjadi

ID = OD - 2.ts
= 168 in - (2 x 0.5) in
= 167.0 in
= 13.92 ft

Tinggi bagian silinder tangki

Ls = 2 x ID
= 2 x 13.92 ft
= 27.83 ft
= 334.0 in

Mencari tinggi liquida dalam tangki :

Volume liquid = Vol. tutup bawah + vol. liquida dalam silinder

$2774.7 = 0.0847\ D^3 + \pi R^2 H_{liquida}$

$2774.7 = 228.29 + 152.03\ H_{liquida}$

$H_{liquida} = 16.75$ ft

'utup atas dan bawah berupa standard dished head

$r_c = ID = 167.0$ in

$$t_{ha} = \frac{0{,}885 \times P_d \times r_c}{2((f \times E) - (0.1 \times P_d))} + c$$

$$t_{ha} = \frac{0.9 \times 6.18 \times 167.0 \text{ in}}{2 \times ((20250 \times 0.8) - (0.1 \times 6))} + 0.125$$

$$t_{ha} = 0.15 \text{ in} = \frac{2.5}{16} \text{ in} = \frac{3}{16}$$

ehingga tebal tutup standard = 1/2 in (Tabel 5.6, B & Y, hal 88)

ari tabel yang sama didapat sf

Straight flange (sf)	=	1.8 in	(bentuk range)
Radius of Dish (r)	=	144 in	(Tabel 5.7, B & Y, hal 89)
Inside Corner Radius (*icr*)	=	10 1/8 in	

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$= \frac{167.00}{2} - 10 \text{ in}$$

$$= 73.38 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 144 - 10$$

$$= 134 \text{ in}$$

$$b = (BC^2 - AB^2)^{0.5}$$

$$= 144 \text{ in} - (17923 - 5383.9)^{0.5}$$

$$= 32.02 \text{ in}$$

inggi tutup atas = Tutup bawah

= t + b + sf

= 34.27 in

inggi total tangki = tinggi silinder + 2 x tinggi tutup

= 334.0 + (2 x 34.27)

= 402.55 in

= 33.55 ft

erhitungan diameter Nozzle

ate massa solution masuk

ate Volumetrik, Qf = 506,374 kg/hari

= 471.43 ft^3/jam

= 0.13 ft^3/s

Dicoba dengan menetapkan jenis aliran turbulent

$Di_{optimum} = 3{,}9 \times (Q)^{0.45} \times \rho^{0.13}$ *(Kusnarjo, hal 32)*

$= 3.9 \times (0.13\ ft^3/s)^{0.45} \times (67.06\ lb/ft^3)^{0.13}$

= 2.70 in

Dipilih pipa 3 in Schedule 40 (Appendix A.5 Geankoplis)

dimana :

OD	=	3.50	in	
	=	3.50	in	x 1/12 ft/in
	=	0.29	ft	
ID	=	3.068	in	
	=	3.068	in	x 1/12 ft/in
	=	0.26	ft	
Flow area	=	7.3889	in^2	
	=	0.0513	ft^2	

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu}$$

dimana :

$$V = \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{luas area}} = \frac{0.131\ cuft/s}{0.0513\ ft^2} = 2.55\ ft/s.$$

μ = 4.735 cP = 0.0032 lb/ft.s

sehingga

$$N_{Re} = \frac{67.06\ lb/cuft \times 0.256\ ft \times 2.552\ ft/s}{0.0032\ lb/ft.s}$$

= 13,750 (alirannya turbulen)

Jadi asumsi aliran turbulen sudah benar

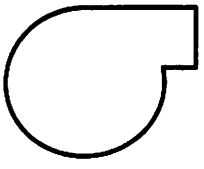
Dengan demikian diambil diameter nozzle inlet = 3 in

17. **G313 Pompa Vakum**

Fungsi : Mempertahankan kondisi vakum pada rotary drum filter II

Tipe : Centrifugal blower

Dasar pemilihan : Dapat menghembuskan udara dalam jumlah besar



Suhu udara masuk blower	=	30 °C	=	86 °F
Tekanan udara masuk	=	14.7	psia	
Pressure drop diambil 0,5 psi	=	13.87	psia (Perry, page 6-21)	
Tekanan udara luar	=	15.2	psia	
Laju alir udara	=	2007	m3/jam	

ρ udara pada 86°F = 0.1 lb/ft^3

Laju volumetrik udara, Q udara = 2006.7 ft^3/min

Daya yang dibutuhkan untuk menggertakkan poros motor

$HP = 0{,}000154 \times Q \times \Delta P$

$HP = 0{,}000154 \times 2006.7 \times 14$

= 4.3 HP

Efisiensi = $\frac{\text{HP blower}}{\text{HP poros}}$

Efisiensi blower = 40 - 70%

Dipakai 70%, sehingga :

HP poros = 6.1 HP

Spesifikasi

Fungsi : membuat kondisi vacumm pada Rotary Vacuum Filter menjadi media pengering dalam rotary dryer

Jenis : Centrifugal blower

Kapasita: = 2006.7 ft^3/min

Jumlah = 1 buah

Daya mo = 6.1 HP

Efisiensi = 70%

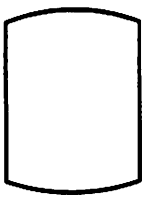
Material = Carbon steel SA 283 Grade C

F-218 TANGKI NETRALISASI

ıngsi : Menetralkan kondisi asam dari larutan

ipe : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk dished head dan tutup bawah berbentuk datar

asar Pemilihan : Dapat menampung bahan korosif dalam jumlah besar dan aman



ondisi operasi

uhu = 35 °C

ekanan = 7.1 psig

olume tangki

larutan = 1,113.6 kg/m^3 = 69.52 lbm/ft^3

ıte massa = 508,427 kg/hari

ıte volume = 456.58 m^3/hari = 16,124 ft^3/hari

= 671.83 ft^3/jam

aktu tinggal = 60 menit

.liquid = waktu tinggal x rate

= 19.02 m^3 = 671.8 ft^3

sumsi : 1. Volume ruang kosong tangki adalah 20%

2. perbandingan tinggi silinder dengan diameter silinder adalah 2 : 1

3. Tutup atas dan tutup bawah berbentuk dished head

ıaka V_{tangki} = Vliquid 100% / 80%

= 23.8 m^3 = 839.78 ft^3

$_{tangki}$ = V tutup atas + V tutup bawah + V shell

$_{tutup\ atas}$ = 0.0847 D^3

$_{tutup\ bawah}$ = 0.0847 D^3

$_{shell}$ = 0.7854 D^2 Ls

ıiasumsikan Ls = 2 D

839.78 = 0,0847 + 0,0847 + (0,7854 x 2) D^3

839.78 = 1.7 D^3

D = 7.8 ft = 8 ft

= 96 in

APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

Mencari tinggi liquida dalam tangki :

Volume liquid = Vol. tutup bawah + vol. liquida dalam silinder

$671.83 = 0.1\ D^3 + \pi R^2 H_{liquida}$

$671.83 = 43.366 + 50.24\ H_{liquida}$

$H_{liquida} = 12.51$ ft

Tinggi silinder = 2 x D
= 2 x 8
= 16 ft
= 192 in

Menentukan Tekanan Desain Bejana

$P_{operasi}$ = 0.0 psi

$P_{total} = P_{hidrostatis} + P_{operasi}$

$= \rho . g / gc . H_{larutan} + 0$

= 6.04 psi + 14.7

= 20.74 psi

= 105% x P_{total} (faktor keamanan 5%)

P_{design} = 7.1 psig

Menentukan Tebal Tangki

1 Tebal pada bagian silinder

Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari SS 316 dengan spesifikasi :

$f_{allowable}$ = 20000

Faktor korosi ('C) = 0.04

Sambungan untuk pengelasan dipilih tipe double welded butt joint

Efisiensi las. (E) = 0.8 (Tabel 13.2. B & Y)

$$ts = \frac{Pd \times Di}{2 \times (f \times E - 0.6 \times Pd)} + c \quad \text{(B\&Y.254)}$$

$$= \frac{7.08 \times 96.00}{2 \times ((20000 \times 0.8) - (0.6 \times 7))} + 0.04$$

= 0.061 in
= 1 / 16
= 1 / 16
= 0.0625 in

Tebal shell standar = 3/16 in Tabel 5.7 B&Y hal 89

Check :

OD = ID + 2.ts
= 96.00 + (2 x 0.2)
= 96.38 in

OD standar = 102 in (B & Y. Tabel 5.7.hal 91)
= 8.5 ft

Sehingga koreksi terhadap ID menjadi

ID = OD - 2.ts
= 102 in - (2 x 0.2) in
= 101.6 in
= 8.47 ft

Tinggi bagian silinder tangki

Ls = 2 x ID

= 2 x 8.47 ft
= 16.94 ft
= 203.3 in

Mencari tinggi liquida dalam tangki :

Volume liquid = Vol. tutup bawah + vol. liquida dalam silinder

$671.8 = 0.0847\ D^3 + \pi R^2 H_{liquida}$

$671.8 = 51.44 + 56.30\ H_{liquida}$

$H_{liquida} = 11.02$ ft

Tutup atas dan bawah berupa standard dished head

r_c = ID = 101.6 in

$$t_{ha} = \frac{0{,}885 \times P_d \times r_c}{2((f \times E) - (0.1 \times P_d))} + c$$

$$t_{ha} = \frac{0.9 \times 7 \times 101.6 \text{ in}}{2 \times ((20250 \times 0.8) - (0.1 \times 7))} + 0.04$$

$$t_{ha} = 0.06 \text{ in} = \frac{1.0}{16} \text{ in} = \frac{1}{16}$$

Sehingga tebal tutup standard = 5/16 in (Tabel 5.7, B & Y, hal 90)

Dari tabel yang sama didapat

Straight flange (sf) = 2.0 in (bentuk range)

Radius of Dish (r) = 96 in (Tabel 5.7, B & Y, hal 89)

Inside Corner Radius (*icr*) = 6 1/8 in

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$= \frac{101.63}{2} - 6 \text{ in}$$

$= 44.69$ in

BC = r - *icr*
= 96 - 6
= 90 in

$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0.5}$

$= 96 \text{ in} - (8078 - 1997.0)^{0.5}$

$= 18.02$ in

Tinggi tutup atas = Tutup bawah
= t + b + sf
= 20.33 in

Tinggi total tangki = tinggi silinder + 2 x tinggi tutup
= 203.3 + (2 x 20.33)
= 243.92 in
= 20.33 ft

Perhitungan diameter Nozzle

Rate massa solution masuk

Rate Volumetrik, Qf = 508,427 kg/hari
= 456.58 ft^3/jam
= 0.13 ft^3/s

Dicoba dengan menetapkan jenis aliran turbulent

$Di_{optimum} = 3{,}9 \times (Q)^{0.45} \times \rho^{0.13}$ *(Kusnarjo. hal 32)*

$= 3.9 \times (0.13 \ ft^3/s)^{0.45} \times (69.52 \ lb/ft^3)^{0.13}$

$= 2.67$ in

Dipilih pipa 3 in Schedule 40 (Appendix A.5 Geankoplis)

dimana :

OD	=	3.50	in	
	=	3.50	in	x 1/12 ft/in
	=	0.29	ft	
ID	=	3.068	in	
	=	3.068	in	x 1/12 ft/in
	=	0.26	ft	
Flow area	=	7.3889	in^2	
	=	0.0513	ft^2	

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu}$$

dimana :

$$V = \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{luas area}} = \frac{0.127 \ cuft/s}{0.0513 \ ft^2} = 2.47 \ ft/s.$$

$\mu = 2.76$ cp

$= 0.0019$ lb/ft.s

sehingga

$$N_{Re} = \frac{69.52 \ lb/cuft \times 0.256 \ ft \times 2.472 \ ft/s}{0.0019 \ lb/ft.s}$$

$= 23{,}700$ (alirannya turbulen)

Jadi asumsi aliran turbulen sudah benar

Dengan demikian diambil diameter nozzle inlet = 3 in

F-214 **BLOWDOWN TANK**

ıngsi : Menurunkan tekanan hasil Hydrolysa hingga 1 atmosfer
ipe : Silinder tegak dengan tutup atas dished head dan bagian bawah conical
asar Pemilihan : Dapat menampung bahan korosif dalam jumlah besar dan aman
ahan : SS 316
ondisi operasi
Suhu = 215 °C
Tekanan = 1 atm = 14.7 psi

o.	Komponen	Produk Uap		Bottom Product
		Kmol	Massa (kg/hari)	Massa (kg/hari)
1	Selulosa	0	0	33998.60
2	Xylan	0	0	5814.00
3	Arabinan	0	0	969.00
4	Galactan	0	0	95.00
5	Lignin	0	0	25650.00
7	ash	0	0	34200.00
8	H2O	1,434	25,811.3	120627.77
9	H2SO4	0.0	1.3	578.02
0	Glucose	0.0	0.0	39066.40
1	Xylose	0.0	0.0	361.14
2	Arabinose	0.0	0.0	60.19
3	Galactose	0.0	0.0	8.65
5	Furfural	0.0	2.8	27.20
6	HMF	0.0	0.0	1.21
	TOTAL	**1,434**	**25,815.3**	**261,457.2**

olume tangki

olume tangki = Volume uap + Volume bottom produk

ate volume uap = Mol uap x 22,414 (1 kgmol = 22,414 m^3 pada keadaan 0°C, 1 atm)
= 1,434.0 x 22.414
= 32,141.1 Nm^3/hari

arena pengaruh suhu dan tekanan, maka koreksi terhadap volume uap menjadi

$$\frac{P_1.V_1}{T_1} = \frac{P_2.V_2}{T_2}$$

arena $P_1 = P_2 = 1$ atm, maka persamaan menjadi

$$V_2 = \frac{T_2}{T_1} V_1$$

dengan, T_1 = 0 °C = 273.15 K
T_2 = 215 °C = 488.15 K

$$V_2 = \frac{488.15}{273.15} 32,141$$

= 57,439.7 m^3/hari

= 2,028,465 ft^3/hari

Waktu tinggal = 5 menit
Volume uap = 7043.3 ft^3

ρ larutan = 1106.67 kg/m^3 = 69 lbm/ft^3
rate massa bottom = 261,457.19 kg/hari
rate volume botton = 236.3 m^3/hari = 8,343 ft^3/hari
= 9.84 m^3/jam = 347.6 ft^3/jam
waktu tinggal = 0.5 menit
Volume bottom = waktu tinggal x rate
= 2.897 ft^3

maka,
Vol tangki = 7043.28 + 2.897
= 7046.18 ft^3

V_{tangki} = V tutup atas + V tutup bawah + V shell
$V_{tutup\ atas}$ = 0.0847 D^3
$V_{tutup\ bawah}$ = 0.0756 D^3
V_{shell} = 0.7854 D^2 Ls
Diasumsikan Ls = 2 D

7046.18 = 0,0847 + 0,0756 + (0,7854 x 2) D^3
7046.18 = 1.7 D^3
D = 16.0 ft = 16 ft
= 192 in

<u>Mencari tinggi liquida dalam tangki :</u>
Volume liquid = Vol. liquida di tutup bawah
2.897 = 1/12 π D^2 H_{liq}
2.897 = 66.99 $H_{liquida}$
$H_{liquida}$ = 0.04 ft

Tinggi silinder = 2 x D
= 2 x 16
= 32 ft
= 384 in

<u>Menentukan Tekanan Desain Bejana</u>
$P_{operasi}$ = 14.7 psi
P_{total} = $P_{hidrostatis}$ + $P_{operasi}$
= ρ . g / gc . $H_{larutan}$ + 14.7
= 0.02 psi + 14.7
= 14.7 psia
P_{design} = 105% x P_{total} (faktor keamanan 5%)
= 0.8 psig

Menentukan Tebal Tangki

Tebal pada bagian silinder

Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari SS 316

dengan spesifikasi

$f_{allowable}$ = 20000

Faktor korosi = 0.04 (NREL)

Sambungan untuk pengelasan dipilih tipe double welded butt joint

Efisiensi las. (E) = 0.80 (Tabel 13.2, B & Y)

$$ts = \frac{Pd \times Di}{2 \times (f \times E - 0{,}6 \times Pd)} + c \quad \text{(B\&Y.254)}$$

$$= \frac{0.8 \times 192.0}{2 \times [(20000 \times 0.8) - (0.6 \times 0.8)]} + 0.04$$

= 0.045 in

= 0.7 / 16

= 1 / 16

= 0.0625 in

Tebal shell standar = 7/8 in Tabel 5.7 B&Y hal 89

Check :

OD = ID + 2.ts

= 192 + (2 x 0.9)

= 193.8 in

OD standar = 204.0 in (B & Y, Tabel 5.7,hal 90)

= 17.0 ft

Sehingga koreksi terhadap ID menjadi

ID = OD - 2.ts

= 204 in - (2 x 0.9) in

= 202.25 in

= 16.85 ft

Tinggi bagian silinder tangki

Ls = 2 x ID

= 2 x 16.9 ft

= 33.7 ft

= (33.7 x 12 in/ft)

= 404.50 in

= 33.71 ft

Mencari tinggi liquida dalam tangki :

$V_{liquida}$ = Vol. liquida pada tutup bawah

2.897 = $1/12\ \pi D^2 H_{liq}$

2.897 = 74.33 $H_{liquida}$

$H_{liquida}$ = 0.04 ft

Tutup atas berupa standard dished head

r_c = ID = 202 in

$$t_{ha} = \frac{0{,}885 \times P_d \times r_c}{2 \times (f \times E - 0{,}1 \times P_d)} + C$$

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times 0.8 \times 202}{2 \times (20000 \times 0.8) - (0.1 \times 0.8)} + 0.04$$

$$= 0.044 \text{ in} = \frac{0.71}{16} = \frac{1}{16}$$

Sehingga tebal tutup standard = 7/8 in (Tabel 5.6, B & Y, hal 88)

dari tabel yang sama didapat

Straight flange, sf = 3 in (bentuk range)

Radius of dish, r = 170 in (Tabel 5.7, B & Y, hal 89)

Inside Corner Radius (*icr*) = 12 1/4 in

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$= \frac{202.25}{2.00} - 12.3 \text{ in}$$

$$= 88.88 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 170 - 12.3$$

$$= 157.75 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0.5}$$

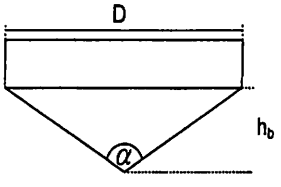
$$= 170 \text{ in} - (24885 - 7898.8)^{0.5}$$

$$= 39.67 \text{ in}$$

Tinggi tutup atas = t + b + sf

= 43.54 in

Tutup bawah berbentuk conical 120 °



$$h_b = \frac{D}{2\,tg(0{,}5\alpha)}$$ (Kusnarjo, hal 7)

$$h_b = \frac{202.25}{2 \times tg(0.5 \times 120°)}$$

$$h_b = 58.46 \text{ in}$$

$$= 4.87 \text{ ft}$$

Tebal tutup bawah

$$tb = \frac{Pdesain \times D}{4(fE - 0{,}1Pdesain)\cos(0{,}5\alpha)} + C$$

$$tb = \frac{0.76 \times 202.25}{4 \times [(20000 \times 0.8) - (0.1 \times 0.76)] \times \cos 60} + 0.04$$

b = 0.045 in
b = 0.7 / 16
iambil tebal conical standar
b = 7/8 in

total tangki = tinggi silinder + tinggi tutup atas + tutup bawah
= 404.50 in + 43.54 in + 58.46 in
= 506.50 in
= 42.21 ft

erhitungan diameter Nozzle

ate massa solution masuk = 287,272.52 kg/hari
ate Volumetrik (Qf) = 724.52 ft^3/jam
= 0.20 ft^3/s

icoba dengan menetapkan jenis aliran turbulent

$i_{optimum} = 3{,}9 \times Qf^{0.45} \times \rho^{0.13}$
$= 3.9 \times (0.201\ ft^3/s)^{0.45} \times (69.09\ lb/ft^3)^{0.13}$
= 3.29 in

Dipilih pipa 4 in Schedule 80 (tabel 11. Kern hal 844)
dimana :
OD = 4.500 in
= 4.500 in x 1/12 ft/in
= 0.375 ft
ID = 4.026 in
= 4.026 in x 1/12 ft/in
= 0.336 ft
Flow area = 0.0884 ft^2

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu}$$

dimana :

$$V = \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{luas area}} = \frac{0.20\ \text{cuft/s}}{0.088\ ft^2} = 2.28\ ft/s.$$

μ = 1.38 cP
0.0009 lb/ft.s

ehingga

$$N_{Re} = \frac{69.09\ lb/cuft \times 0.336 \times 2.28\ ft/s}{0.00093\ lb/ft.s} = 56{,}799$$

(alirannya turbulen)

adi asumsi aliran turbulen tepat
Dengan demikian diambil diameter nozzle inlet 4.0 in

E-215 BEJANA PENDINGIN

Fungsi : Tempat mendinginkan keluaran reaktor hidrolisa
Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk dished head
Dasar Pemilihan : Dapat menampung bahan korosif dalam jumlah besar dan aman
Bahan : SS 316

Kondisi operasi
Suhu = 101 °C

APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

Tekanan = 3.4 psig

1 Volume tangki

ρ larutan = 1,093.06 kg/m^3 = 68.24 lbm/ft^3

rate massa = 261,457.2 kg/hari

rate volume = 239.20 m^3/hari = 8,447 ft^3/hari

= 352.0 ft^3/jam

waktu tinggal = 20 menit

V.liquid = waktu tinggal x rate

= 117.32 ft^3

asumsi : 1. Volume ruang kosong tangki adalah 20%

2. perbandingan tinggi silinder dengan diameter silinder adalah 2 : 1

3. Tutup atas dan tutup bawah berbentuk dished head

maka V tangki = Vliquid x 100% / 80%

= 117.32 x 100% / 80%

= 146.65 ft^3

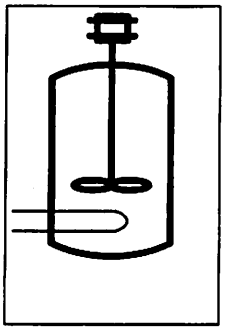
V_{tangki} = V tutup atas + V tutup bawah + V shell

$V_{tutup\ atas}$ = 0.0847 D^3

$V_{tutup\ bawah}$ = 0.0847 D^3

V_{shell} = 0.7854 D^2 Ls

Diasumsikan Ls = 2 D



146.65 = 0,0847 + 0,0847 + (0,7854 x 2) D^3

146.65 = 1.7 D^3

D = 4.384 ft = 5 ft

= 60 inch

Mencari tinggi liquida dalam tangki :

Volume liquid = Vol. tutup bawah + vol. liquida dalam silinder

117.322 = 0.1 D^3 + πR^2 $H_{liquida}$

117.322 = 10.588 + 19.625 $H_{liquida}$

$H_{liquida}$ = 5.44 ft

= 65.26 inch

Tinggi silinder = 2 x D

= 2 x 5

= 10 ft

= 120 in

Menentukan Tekanan Desain Bejana

$P_{operasi}$ = 14.7 psi

P_{total} = $P_{hidrostatis}$ + $P_{operasi}$

= ρ . g / gc . $H_{larutan}$ + 14.7

= 2.58 psi + 14.7 psi

= 17.28 psi

= 105% x P_{total} (faktor keamanan 5%)

P_{design} = 3.44 psig

Menentukan Tebal Tangki

Tebal pada bagian silinder
Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari SS 316
dengan spesifikasi

$f_{allowable}$ = 20000
Faktor korosi = 0.04 (NREL)

Sambungan untuk pengelasan dipilih tipe double welded butt joint
Efisiensi las. (E) = 0.8 (Tabel 13.2. B & Y)

$$ts = \frac{P_{design} \times Di}{2 \times (f \times E - 0{,}6 \times P_{design})} + c \quad \text{(B\&Y.254)}$$

$$= \frac{3.441 \times 60.00}{2 \times (20000 \times 0.8 - 0.6 \times 3.44)} + 0.04$$

= 0.046 in
= 0.7 / 16
Diambil tebal standar 3 / 16
= 0.188 in

Tebal shell standar = 3/16 in Tabel 5.7 B&Y hal 88
Check :
OD = ID + 2.ts
= 60 + (2 x 0.188)
= 60.38 in
OD standar = 66 in (B & Y. Tabel 5.7.hal 91)
= 5.5 ft

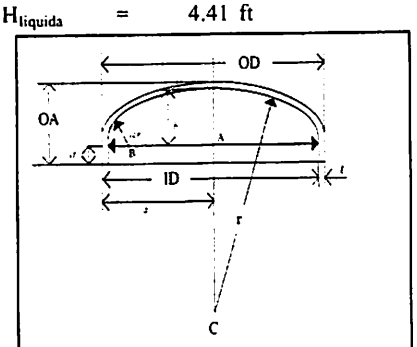
Sehingga koreksi terhadap ID menjadi
ID = OD - 2.ts
= 66 - (2 x 0.188)
= 65.63 in
= 5.47 ft

Tinggi bagian silinder tangki
Ls = 2 x ID
= 2 x 5.5 ft
= 11 ft
= 131.25 in
Mencari tinggi liquida dalam tangki :
Volume liquid = Vol. tutup bawah + vol. liquida dalam silinder

$117.32 = 0.0847\ D^3 + \pi R^2 H_{liquid}$

$117.32 = 13.85 + 23.48\ H_{liquid}$

$H_{liquida} = 4.41$ ft



Gambar 2. Dimensi dari dished head

Tutup atas dan bawah berupa standard dished head

r_c = ID = 65.6 in

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times Pd \times r_c}{2 \times (f \times E - 0.1 \times P_d)} + 0.04 \text{ in}$$

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times 3.44 \times 65.6}{2 \times ((20000 \times 0.8) - (0.10 \times 3.44))} + 0.04$$

$$= 0.044 \text{ in} = \frac{0.71}{16} \text{ in} = \frac{1}{16}$$

Diambil tebal tutup standard = 1/4 in (Tabel 5.6. B & Y. hal 88)

dari tabel yang sama didapat

sf = 1.75 in (bentuk range)

r = 66 in (Tabel 5.7. B & Y. hal 89)

icr = 4 in

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$= \frac{65.63}{2} - 4.000 \text{ in}$$

$$= 28.81 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 66 - 4.000$$

$$= 61.63 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0.5}$$

$$= 66 - (3798 - 830.2)^{0.5}$$

$$= 11.53 \text{ in}$$

Tinggi tutup atas = Tutup bawah (OA)

$= t_{ha} + b + sf$

$= 0.25 + 11.53 + 1.75$

$= 13.53$ in

Tinggi total tangki = tinggi silinder + 2 x tinggi tutup

= 131.25 + 2 x 13.53

= 158.30 in

= 13.19 ft

Perhitungan diameter Nozzle

Rate massa solution masuk = 261457 kg/hari

Rate Volumetrik (Qf) = 239.20 ft^3/jam

= 0.066 ft^3/s

Dicoba dengan menetapkan jenis aliran turbulent

$Di_{optimum} = 3{,}9 \times Qf^{0.45} \times \rho^{0.13}$

$= 3.9 \times (0.066 \text{ ft}^3/\text{s})^{0.45} \times (68.240 \text{ lb/ft}^3)^{0.13}$

= 1.993 in

Dipilih pipa2,5 in Schedule 80 (tabel 11. Kern hal 844)
dimana :

OD = 2.88 in
= 2.88 in x 1/12 ft/in
= 0.24 ft
ID = 2.32 in
= 2.32 in x 1/12 ft/in
= 0.19 ft
Flow area = 4.24 in^2
= 0.0294 ft^2

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu}$$

dimana :

$$V = \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{luas area}}$$

$$= \frac{0.066 \text{ cuft/s}}{0.029 \text{ ft}^2}$$

= 2.259 ft/s.
μ = 3.03 cP
0.0020 lb/ft.s

sehingga

$$N_{Re} = \frac{68.240 \text{ lb/cuft} \times 0.194 \times 2.259 \text{ ft/s}}{0.00203 \text{ lb/ft.s}}$$

= 14,663 (alirannya turbulen)
Jadi asumsi aliran turbulen benar
Dengan demikian diambil diameter nozzle inlet 2.5 in

Perhitungan Pengaduk

Direncanakan dipakai six-blade 45° open turbine
Diameter impeler = 0.5 diameter shell
= 0.5 x 5.47 (range 0,3 -0,5) (geankoplis 158)
= 2.734 ft
Putaran pengaduk (N) untuk flat six-blade agitator berkisar antara 20 - 200 rpm
diambil N = 100 rpm
= 1.7 rps (geankoplis 142)
Lebar blade (W) = 1/5 x diameter impeler (geankoplis 157)
= 1/5 x 2.734
= 0.547 ft
Panjang blade (L) = 1/4 x diameter impeler (geankoplis 158)
= 1/4 x 2.734
= 0.684 ft

μ campuran = 0.002 lb/ft.s
ρ campuran = 68.24 lb/cuft

N'_{re} (impeller)

$$N'_{re} = \frac{Da^2 N.\rho}{\mu}$$

= 417,909.75

APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

Penentuan jumlah pengaduk :

Jumlah Pengaduk

Jumlah pengaduk $= \frac{\text{Tinggi liquid x sg}}{\text{Diameter tangki}}$ (Joshi hal 389)

$= \frac{4.407 \times 1.120}{5.5}$

= 1 buah

Power Pengaduk (Geankoplis. pers. 3.4-2. hal 145)

$$P = \frac{Np \times \rho \times N^3 \times Da^5}{gc}$$

$$= \frac{1.3 \times 68.240 \times 1.7^3 \times 2.734^5}{32.174}$$

keterangan :

P = Power (hp)

Np = Faktor mixer (turbin)

= 1.3 (Geankoplis. fig. 3.4-5. hal 159)

g = Konstanta gravitasi (lb/ft^2)

ρ = Densitas (lb/cuft)

N = Kecepatan putaran impeler (rps)

Da = Diameter impeler (ft)

Jadi,

P = 1876 lb.ft/s

= 3.411 hp

Perhitungan losses pengaduk

Minimum losses = 0.5 hp

Gland losses (Kebocoran tenaga akibat poros dan bearing) = 10%

Gland losses 10% = 10% x 3.411

= 0.3411 hp

Power input dengan Gland losses

= 3.41 + 0.3411

= 3.752 hp

Transmision sistem losses

= 20% (Joshi hal 399)

= 20% x 3.75

= 0.7505

Power input dengan transmision sistem losses

Total Power = 3.75 + 0.75

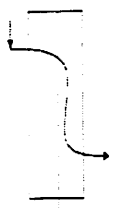
= 4.50 hp

= 8.26 hp

erencanaan coil pendingin tangki pendingin Produk hydrolisa

Air pendingin t_1 = 30 °C
= 86 °F

$_1$ = 109 °C
= 228 °F
mpan



T_2 = 35 °C
= 95 °F

t_2 = 34 °C
= 93.2 °F

Massa air pendingin = 3,296,302.4 kg/hari
= 137,345.9 kg/jam = 302,710 lb/jam

. Neraca Panas

Neraca panas = 53,072,192 kJ/hari
= 2211341.3 kJ/jam
= 2,095,947.1 btu/jam

). LMTD

	H fluid (°F)	C fluid (°F)	Δt (°F)	H : Hot
Higher temp	228	93	135	C : Cold
Lower temp	95	86	9	

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{(t_{hi} - t_{co}) - (t_{ho} - t_{ci})}{\ln[(t_{hi} - t_{co})/(t_{ho} - t_{ci})]}$$

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{135 - 9}{\ln(135 / 9)}$$

$$\Delta t_{LMTD} = 46.528$$

c. Perhitungan temperatur kalorik

$$T_c = \frac{86 + 93.2}{2} = 89.6 \text{ °F}$$

$$t_c = \frac{109 + 35}{2} = 72 \text{ °F}$$

d. Trial ukuran pipa coil

Ditetapkan ukuran pipa coil = 3 in Sch 80 12

ID = 2.9 in (Tabel 10 Appendix. Kern) OD = 3.5 in
= 0.2417 ft = 0.2917 ft

a" = 0.9170 ft^2 / lin ft (Tabel 10 Appendix. Kern)

a' 0.0459 ft^2 / lin ft

e. Menghitung harga h_{io} dan h_i

Bagian vessel : N_{Re} = 10,793

J = 320 (Gambar 27. Kusnarjo. hal 121)

h_o = J x (k/D_J) x $(Cp \times m/k)^{1/3}$ x $(m/m_w)^{0.14}$

Pada T_c = 89.6 °F

cp = 3.9 btu/lb °F

mw = 0.70 cp = 1.69 lb/hr.ft

k = 0.398 Btu/hr ft^2 (°F/ft)

m = 3.03 cp = 7.33 lb/hr.ft

hi = j*(k/Di)*(cm/k)$^{0.333}$*(m/m_w)$^{0.14}$

= 130.460 btu/ft^2.hr.°F

bagian Coil

Gt = M/a'

6,594,599 lb/jam ft2

Nre = (di Gt)/(m 2,42)

= 89901.337

Jh = 200 (Gambar 27. Kusnarjo. hal 121)

hi = Jh*(k/di)*(cp m/k)^1/3*(m/mw)^0,14

= 1374.2 btu/ft^2.hr.°F

hio = 1138.7 btu/ft^2.hr.°F

$$Uc = \frac{hi \times hoi}{hi + hoi}$$

$$Uc = \frac{148,549.5}{1269.12}$$

Uc = 117.050 btu/ft^2.j.°F

Rd ditetapkan = 0.001

$$U_D = \frac{Uc}{1 + Uc * Rd}$$

= 104.8 btu/ft^2.j.°F

Dengan adanya U_D maka harga A dan tinggi coil dapat ditentukan

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t_{LMTD}}$$

A = 159.22 ft^2

L = A/a' = 173.6 ft

Diambil dc = 4.50 ft

nc = 12 lilitan

Asumsi : jarak antar lilitan, Sc = 1 in

Lc= (nc - 1) x (OD + Sc)

= 4.2331

21. F-322 TANGKI PENAMPUNG FERMENTOR

Fungsi	:	Tempat menampung hasil fermentasi + inaktivasi
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk dished head
Dasar Pemilihan	:	Dapat menjaga kondisi temperatur agar tetap konstan
Bahan	:	Carbon Steel SA 167

Kondisi operasi

Suhu = 60 °C
Tekanan = 9.9 psig

ρ larutan = 1055.07 kg/m^3 = 65.87 lbm/ft^3
V.liquid = 3152.4 ft^3 4jam

asumsi : 1. Volume ruang kosong tangki adalah 20%
2. perbandingan tinggi silinder dengan diameter silinder adalah 2 : 1
3. Tutup atas dan tutup bawah berbentuk dished head

maka V tangki = Vliquid x 100% / 80%
= 3940.51 ft^3

V_{tangki} = V tutup atas + V tutup bawah + V shell
$V_{tutup\ atas}$ = 0.0847 D^3
$V_{tutup\ bawah}$ = 0.0847 D^3
V_{shell} = 0.7854 D^2 Ls
Diasumsikan Ls = 2 D

3940.51 = 0,0847 + 0,0847 +(0,7854 x 2) D^3
3940.51 = 1.7 D^3
D = 13.1 ft = 14 ft
= 168 in

Mencari tinggi liquida dalam tangki :

Volume liquic = Vol. tutup bawah + vol. liquida dalam silinder
3152.409 = 0.0847 D^3 + $\pi R^2 H_{liquida}$
3152.409 = 232.42 + 153.86 $H_{liquida}$
$H_{liquida}$ = 19.0 ft

Tinggi silinder = 2 x D
= 2 x 14
= 28 ft
= 336 in

Menentukan Tekanan Desain Bejana

$P_{operasi}$ = 14.7 psi
P_{total} = $P_{hidrostatis}$ + $P_{operasi}$
= ρ . g / gc . $H_{larutan}$ + 14.7
= 8.68 + 14.7
= 23.4 psi
P_{design} = 105% x P_{total} (faktor keamanan 5%)
= 9.9 psig

Menentukan Tebal Tangki

1 Tebal pada bagian silinder
Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari Stainless Steel dengan spesifikasi
type 304, grade 3 (SA-167) (App. D. Brownell. hal : 342)

$f_{allowable}$ = 18750
Faktor korosi c = 0.125

Sambungan untuk pengelasan dipilih tipe double welded butt joint
Efisiensi las. (E) = 0.80 (Tabel 13.2, B & Y)

$$ts = \frac{Pd \times Di}{2 \times (f \times E - 0{,}6 \times Pd)} + c \quad \text{(B\&Y,254)}$$

$$= \frac{9.9 \times 168}{2 \times [(18750 \times 0.8) - (0.6 \times 9.9)]} + 0.125$$

= 0.180 in
= 2.9 / 16
= 3 / 16
= 0.2 in

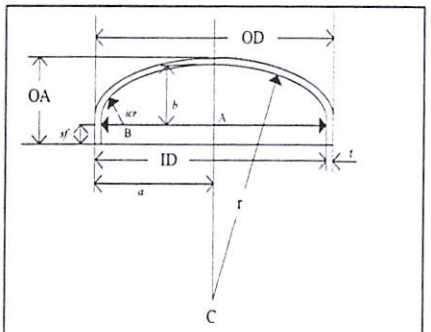
Tebal shell standar = 5/8 in Tabel 5.7 B&Y hal 89

Check :
OD = ID + 2.ts
= 168 + (2 x 0.6)
= 169.25 in
OD standar = 180 in (B & Y, Tabel 5.7,hal 90)
= 15.0 ft

Sehingga koreksi terhadap ID menjadi
ID = OD - 2.ts
= 180 in - (2 x 0.6) in
= 178.75 in
= 14.90 ft

Tinggi bagian silinder tangki
Ls = 2 x ID
= 2 x 14.9 ft
= 29.8 ft
= (29.8 x 12 in/ft)
= 358 in
= 29.8 ft

Mencari tinggi liquida dalam tangki :
$V_{liquida}$ = Vol. tutup bawah + vol. liquida dalam silinder
3152.41 = $0.0847\ D^3 + \pi R^2 H_{liquida}$
3152.41 = 279.948 + $174.18\ H_{liquida}$
$H_{liquida}$ = 16.49 ft



Gambar 2. Dimensi dari dished head

utup atas dan bawah berupa standard dished head

r_c = ID = 179 in

$$t_{ha} = \frac{0{,}885 \times P_d \times r_c}{2 \times (f \times E - 0{,}1 \times P_d)} + C$$

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times 9.9 \times 179}{2 \times [(18750 \times 0.8) - (0.1 \times 9.9)]} + 0.125$$

$$= 0.2 \text{ in} = \frac{2.8}{16} = \frac{3}{16}$$

ehingga tebal tutup standard = 1/2 in (Tabel 5.6. B & Y. hal 88)

ari tabel yang sama didapat

Straight flange, sf	=	2 in	(bentuk range)
Radius of dish, r	=	170 in	(Tabel 5.7. B & Y. hal 89)
Inside Corner Radius (*icr*)	=	11 in	

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$= \frac{178.75}{2} - 11.0 \text{ in}$$

$$= 78.38 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 170 - 11.0$$

$$= 159 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0.5}$$

$$= 170 \text{ in} - (25281 - 6143)^{0.5}$$

$$= 31.66 \text{ in}$$

'inggi tutup atas = Tutup bawah (OA)
= t + b + sf
= 34.28 in

'inggi total tangki = tinggi silinder + 2 x tinggi tutup
= 357.50 in + 2 x 34.28 in
= 426.07 in
= 35.51 ft

'erhitungan diameter Nozzle

Rate Volumetrik (Qf) = 788.10 ft^3/jam
= 0.22 ft^3/s

)icoba dengan menetapkan jenis aliran turbulent

$$D_{i\ optimum} = 3{,}9 \times Qf^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

$$= 3.9 \times (0.219\ ft^3/s)^{0.45} \times (65.87\ lb/ft^3)^{0.13}$$

$$= 3.39 \text{ in}$$

Dipilih pipa 3,5 in Schedule 80 (tabel 11. Kern hal 844)
dimana :
OD = 4.0 in

= 4.0 in x 1/12 ft/in
= 0.333 ft

ID = 3.364 in
= 3.364 in x 1/12 ft/in
= 0.280 ft
Flow area = 0.0617 ft^2

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu}$$

dimana :

$$V = \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{luas area}} = \frac{0.22 \text{ cuft/s}}{0.062 \text{ ft}^2} = 3.55 \text{ ft/s.}$$

μ = 2.0767 cP
= 0.0014 lb/ft.s

sehingga

$$N_{Re} = \frac{65.87 \text{ lb/cuft} \times 0.280 \times 3.55 \text{ ft/s}}{0.00140 \text{ lb/ft.s}}$$

= 46,955 (alirannya turbulen)

Jadi asumsi aliran turbulen tepat
Dengan demikian diambil diameter nozzle inlet 3.5 in

Perhitungan Pengaduk

Direncanakan dipakai six-blade 45° open turbine
Diameter impeler = 0.3 diameter shell
= 0.3 x 14.90 (range 0,3 -0,5) (geankoplis 158)
= 4.469 ft
Putaran pengaduk (N) untuk flat six-blade agitator berkisar antara 20 - 200 rpm
diambil N = 50 rpm
= 0.8 rps (geankoplis 142)
Lebar blade (W) = 1/5 x diameter impeler (geankoplis 157)
= 1/5 x 4.469
= 0.894 ft
Panjang blade (L) = 1/4 x diameter impeler (geankoplis 158)
= 1/4 x 4.469
= 1.117 ft

μ campuran = 0.001 lb/ft.s
ρ campuran = 65.87 lb/cuft

N'_{re} (impeller)

$$N'_{re} = \frac{Da^2 N.\rho}{\mu}$$

= 785,483.18

Jumlah Pengaduk

Jumlah pengaduk = $\frac{\text{Tinggi liquid x sg}}{\text{Diameter tangki}}$ (Joshi hal 389)

= $\frac{16.491 \times 1.060}{14.9}$

= 1 buah

Power Pengaduk (Geankoplis, pers. 3.4-2, hal 145)

$$P = \frac{Np \times \rho \times N^3 \times Da^5}{gc}$$

$$= \frac{1.3 \times 65.868 \times 0.8^3 \times 4.469^5}{32.174}$$

keterangan :

P = Power (hp)

Np = Faktor mixer (turbin)

= 1.3 (Geankoplis, fig. 3.4-5, hal 159)

g = Konstanta gravitasi (lb/ft^2)

ρ = Densitas (lb/cuft)

N = Kecepatan putaran impeler (rps)

Da = Diameter impeler (ft)

Jadi,

P = 2639 lb.ft/s

= 4.798 hp

erhitungan losses pengaduk

linimum losses = 0.5 hp

land losses (Kebocoran tenaga akibat poros dan bearing) = 10%

land losses 10% = 10% x 4.798

= 0.4798 hp

ower input dengan Gland losses

= 4.80 + 0.4798

= 5.278 hp

ransmision sistem losses

= 20% (Joshi hal 399)

= 20% x 5.28

= 1.0557

ower input dengan transmision sistem losses

= 5.28 + 1.06

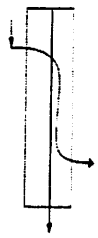
= 6.33 hp

otal Power = 11.61 hp

Perencanaan coil pemanas

umpan $t_1 = 35$ °C
$= 95$ °F

Steam
$T_1 =$ 100 °C
$=$ 212 °F



T_2 = 100 °C
= 212 °F

t_2 = 60 °C
= 140 °F

Massa steam pemanas = 28,595.9 kg/hari
= 1,191.5 kg/jam

a. Neraca Panas

Neraca panas = 64,526,329 kJ/hari
= 2,688,597 kJ/jam
= 2,548,298 btu/jam

b. LMTD

	H fluid (°F)	C fluid (°F)	Δt (°F)	H : Hot
Higher temp	212	140	72	C : Cold
Lower temp	212	95	117	

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{(t_{hi} - t_{co}) - (t_{ho} - t_{ci})}{\ln[(t_{hi} - t_{co})/(t_{ho} - t_{ci})]}$$

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{72 - 27}{\ln(72 / 27)}$$

$$\Delta t_{LMTD} = 45.88$$

c. Perhitungan temperatur kalorik

$$T_c = \frac{95 + 140}{2} = 117.5 \text{ °F}$$

$$t_c = \frac{100 + 100}{2} = 100 \text{ °F}$$

d. Trial ukuran pipa coil

Ditetapkan ukuran pipa coil = 4 in Sch 80

ID = 3.826 in (Tabel 10 Appendix. Kern) OD = 4.5 in
= 0.3188 ft 0.3750
a" = 1.1780 ft^2 / lin ft (Tabel 10 Appendix. Kern) Dj = 0.3462
a' = 0.0778 ft2 / lin ft

e. Menghitung harga h_{io} dan h_i

Bagian vessel : N_{Re} = 43,943
Jh = 650 (Gambar 27. Kusnarjo. hal 121)
h_o = $J \times (k/D_J) \times (Cp \times m/k)^{1/3} \times (m/m_w)^{0.14}$
Pada T_c = 117.5 °F
cp = 3.9 btu/lb °F

μw = 0.50 cp = 1.21 lb/hr.ft

k = 0.4 Btu/hr ft^2 (°F/ft)

μ = 2.0767 cp = 5.0238 lb/hr.ft

ho = $j*(k/Do)*(cm/k)^{0.333}*(m/m_w)^{0.14}$

= 2758.946 $btu/ft^2.hr.°F$

Bagian coil :

Gt = 33773 lb/ft2.jam

Nre = 886

Jh = 130 *(gambar 24 kern hal,834)*

hi = 552 btu/ft2.hr.oF

hio = 469 btu/ft2.hr.oF

$$Uc = \frac{ho \times hoi}{ho + hoi}$$

$$Uc = \frac{1,294,341.3}{3228.09}$$

Uc = 400.962 $btu/ft^2.j.°F$

Rd ditetapkan = 0.001

$$Ud = \frac{Uc}{(1+Rd \times Uc)} = 286.2 \ btu/ft^2.j.°F$$

Dengan adanya U_D maka harga A dan tinggi coil dapat ditentukan

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t_{LMTD}} = 194.07 \ ft^2$$

L = A/a' = 164.7 ft

Diambil dc = 5 ft

$$nc = \frac{L}{p \times dc} = \frac{164.74}{3.14 \times 5}$$

= 10.49 lilitan = 11.00 lilitan

Asumsi : jarak antar lilitan, Sc = 2 in

Lc = (nc - 1) x((OD + Sc) +OD)

= 9.1667 ft

H-323 ROTARY VACUUM FILTER III

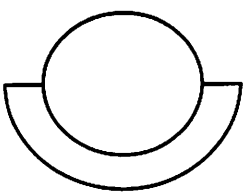
'ungsi : Memisahkan padatan yang terikut dalam fluida keluaran Fermentor

'ipe : Rotary drum vacuum filter

)asar pemilihan : Cukup akurat dalam pemisahan antara larutan dan ampas

!ahan

- Drum : Carbon steel SA-167 type 304 grade C
- Filter : kanvas



'lowrate = V / At_c = $\{-R_m/t_c + [R_m^2/t_c^2 + 2\ C_s\ a\ (-\Delta P)f/(\ \mu t_c)]^{1/2}\}/\ a\ C_s$

)imana : V/t_c = Laju Volumetrik filtrat, m^3 /det

A = Luas Permukaan flter , m^2

R_m = Tahanan film, m^{-1}
t_c = waktu siklus (time cycle) filter, det
C_s = Konsentrasi padatan dalam umpan masuk, kg padatan / m^3 filtrat
$-\Delta P$ = perbedaan tekanan, Pa
a = tahanan cake, m /kg padatan
f = fraksi (bagian) filter terbenam
C_x = konsentrasi solid dibandingkan dengan slurry
μ = viskositas air, Pa.det

Properties air 30°C

ρ = 998 kg/m^3
μ = 0.0008 Pa.s

A. Laju Filtrasi

Rate slurry = 528,650.11 kg/jam
= 146.85 kg/s

C_x = 0.108 kg solid/ kg slurry

Moisture content 40 wt/wt, solid content 30 wt/wt

diambil: m = 1.02 kg cake basah/kg cake kering

$$C_s = \frac{\rho C_x}{1 - m C_x}$$

C_s = 121 kg/m^3

$$V / t_c = \frac{146.85 \ Cx}{Cs}$$

V / t_c = 0.1309 m^3 filtrat/s

B. Tahanan Filter, Rm

$R_m = L / K_p$

Dimana : L = tebal filter, m
K_p = permeabilitas filter, s/m^6

Tebal media filter = 1 cm (Wallas, hal 318)
= 0.01 m

Media filter yang digunakan Calcium carbonate (precipitated), maka :

Kp = 1.0E-12 m^2
Rm = 1.0E+10 m^{-1}

C. Perbedaan Tekanan, -ΔP :

$-\Delta P$ = 200 mmHg
= 0.2632 bar
= 26316 Pa

D. Waktu Siklus Filter, t_c

$$\frac{-\Delta P}{0,67} = (100L)^2$$ (wallas . pers 11.28)

t_c = 0.393 menit
= 23.57 detik

Dari Perry edisi VI halaman 19-79, range tc = 0.1 - 10 menit

E. Tahanan cake , a

a = 2E+11 m/kg (wallas, hal 317)
(-Rm/tc) = -424333333
(Rm^2/tc^2) = 1.80E+17

cs a (-ΔP) f = 4.23E+12

. Fraksi / bagian filter yang terbenamkan

a cs = 3E+13

f = 0.3

μ tc = 0.0189

apasitas Filtrasi = 150 kg/jam.m^2 (wallas.table 11.13 hal 329)

Solid = 57185 kg/hari = 2,383 kg/jam

A = 15.88 m^2 = 171 ft^2

'kuran standart rotary drum vacuum filter

ergantung pada hasil perhitungan A terbesar *(wallas,table 11.12 b hal 327)*

uas Permukaan filter = 200 ft^2

iameter,D = 8 ft

anjang, L = 8 ft

ahan Filter = Nylon (tabel 11.17 Wallas hal. 332)

ilter Aid = Diatomaceous silica

'ekanan Vacuum = 560 mmHg

liran Udara = 54 m^3/jam.m^2

pesifikasi

lama : Rotary drum filter

ungsi : Memisahkan antara liquid dan padatan

'ipe : Rotary drum filter

umlah : 1 buah

uas filter : 200 ft^2

Vaktu filtrasi : 24 detik

324TANGKI PENAMPUNG FILTRAT

i : Tempat menampung filtrat dari rotary drum vacuum filter III

: Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk dished head

Pemilihan : Dapat menampung cairan dalam jumlah besar

: Carbon Steel SA 167

:ondisi operasi

Suhu = 35 °C

Tekanan = 5.2 psig

Menghitung dimensi tangki

'olume tangki

larutan = 984.89 kg/m^3 = 61.49 lbm/ft^3

ate massa = 527,506.42 kg/hari

ate volume = 535.6 m^3/hari = 18,914 ft^3/hari

= 22.32 m^3/jam = 788.1 ft^3/jam

vaktu tinggal = 240 menit

V.liquid = waktu tinggal x rate

= 3152.41 ft^3

sumsi : 1. Volume ruang kosong tangki adalah 20%

2. perbandingan tinggi silinder dengan diameter silinder adalah 2 : 1

3. Tutup atas dan tutup bawah berbentuk dished head

naka V tangki = Vliquid x 100% / 80%

= 3940.5 ft^3

V_{tangki} = V tutup atas + V tutup bawah + V shell

$V_{tutup\ atas}$ = $0.0847\ D^3$

$V_{tutup\ bawah}$ = $0.0847\ D^3$

V_{shell} = $0.7854\ D^2 Ls$

Diasumsikan Ls = 2 D

3940.51 = $0{,}0847 + 0{,}0847 + (0{,}7854 \times 2)\ D^3$

3940.51 = $1.7\ D^3$

D = 13.1 ft = 14 ft

= 168 in

Mencari tinggi liquida dalam tangki :

Volume liquic = Vol. tutup bawah + vol. liquida dalam silinder

3152.409 = $0.1\ D^3 + \pi R^2 H_{liquida}$

3152.409 = $232.42 + 153.86\ H_{liquida}$

$H_{liquida}$ = 19.0 ft

Tinggi silinder = 2 x D

= 2 x 14

= 28 ft

= 336 in

Menentukan Tekanan Desain Bejana

$P_{operasi}$ = 10.8 psi

P_{total} = $P_{hidrostatis} + P_{operasi}$

= $\rho . g / gc . H_{liquid} + 10.81$

= 8.10 + 10.81

= 18.9 psi

P_{design} = 105% x P_{total} (faktor keamanan 5%)

= 5.159 psig

Menentukan Tebal Tangki

1 Tebal pada bagian silinder

Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari Stainless Steel dengan spesifikasi

type 304, grade 3 (SA-167) (App. D. Brownell. hal : 342)

$f_{allowable}$ = 18750

Faktor korosi = 0.125

Sambungan untuk pengelasan dipilih tipe double welded butt joint

Efisiensi las. (E) = 0.80 (Tabel 13.2. B & Y)

$$ts = \frac{Pd \times Di}{2 \times (f \times E - 0{,}6 \times Pd)} + c$$ (B&Y.254)

$$= \frac{5.2 \times 168}{2 \times [(18750 \times 0.8) - (0.6 \times 5.2)]} + 0.125$$

= 0.154 in

= 2.5 / 16

= 5 / 8

Tebal shell standar = 5/8 in Tabel 5.7 B&Y hal 89

ıeck :

D = ID + 2.ts
= 168 + (2 x 0.6)
= 169.25 in

D standar = 180 in (B & Y. Tabel 5.7.hal 90)
= 15.0 ft

:hingga koreksi terhadap ID menjadi

) = OD - 2.ts
= 180 in - (2 x 0.6) in
= 178.75 in
= 14.90 ft

nggi bagian silinder tangki

.s = 2 x ID
= 2 x 14.90 ft
= 29.8 ft
= (29.8 x 12 in/ft)
= 358 in
= 29.8 ft

'encari tinggi liquida dalam tangki :

liquida = Vol. tutup bawah + vol. liquida dalam silinder

$152.4 = 0.0847\ D^3 + \pi R^2 H_{liquida}$

$152.4 = 279.95 + 174.18\ H_{liquida}$

liquida = 16.49 ft

ıtup atas dan bawah berupa standard dished head

r_c = ID = 179 in

$$ıa = \frac{0{,}885 \times P_d \times r_c}{2 \times (f \times E - 0{,}1 \times P_d)} + C$$

$$ıa = \frac{0.885 \times 5.2 \times 179}{2 \times [(18750 \times 0.8) - (0.1 \times 5.2)]} + 0.125$$

$$= 0.2 \text{ in} = \frac{2.4}{16} = \frac{3}{16}$$

:hingga tebal tutup standard = 5/8 in (Tabel 5.6. B & Y. hal 88)

ıri tabel yang sama didapat

Straight flange, sf = 2 in (bentuk range)

Radius of dish, r = 170 in (Tabel 5.7. B & Y. hal 89)

Inside Corner Radius (*icr*) = 11 in

$$B = \frac{ID}{2} - icr$$

$$= \frac{178.75}{2} - 11.0 \text{ in}$$

= 78.38 in

C = r - *icr*
= 170 - 11.0
= 159 in

$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0.5}$

$= 170 \text{ in} - (25281 - 6142.6)^{0.5}$

$= 31.66 \text{ in}$

Tinggi tutup atas = Tutup bawah (OA)
= t + b + sf
= 34.28 in

Tinggi total tangki = tinggi silinder + 2 x tinggi tutup
= 357.50 in + 2 x 34.28 in
= 426.07 in
= 35.51 ft

Perhitungan diameter Nozzle

Rate massa solution masuk = 527,506.42 kg/hari
Rate Volumetrik (Qf) = 788.10 ft^3/jam
= 0.22 ft^3/s

Dicoba dengan menetapkan jenis aliran turbulent

$Di_{optimum} = 3{,}9 \times Qf^{0.45} \times \rho^{0.13}$

$= 3.9 \times (0.219 \text{ ft}^3/\text{s})^{0.45} \times (61.49 \text{ lb/ft}^3)^{0.13}$

$= 3.36 \text{ in}$

Dipilih pipa 3,5 in Schedule 80 (tabel 11, Kern hal 844)

dimana :

OD = 4.0 in
= 4.0 in x 1/12 ft/in
= 0.333 ft

ID = 3.364 in
= 3.364 in x 1/12 ft/in
= 0.280 ft

Flow area = 0.0617 ft^2

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu}$$

dimana :

$$V = \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{luas area}}$$

$$= \frac{0.22 \text{ cuft/s}}{0.062 \text{ ft}^2}$$

= 3.55 ft/s.

μ = 0.9548 cP
= 0.0006 lb/ft.s

sehingga

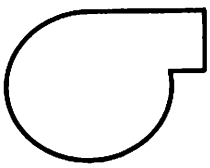
$$N_{Re} = \frac{61.49 \text{ lb/cuft} \times 0.280 \times 3.55 \text{ ft/s}}{0.00064 \text{ lb/ft.s}}$$

= 95,340 (alirannya turbulen)

Jadi asumsi aliran turbulen tepat
Dengan demikian diambil diameter nozzle inlet 3.5 in

24 **G-325 Pompa Vakum**

Fungsi : Mempertahankan kondisi vakum pada rotary drum filter III
Tipe : Centrifugal blower
Dasar pemilihan : Dapat menghembuskan udara dalam jumlah besar



ihu udara masuk blower	=	30 °C	=	86 °F
:kanan udara masuk	=	14.7	psia	
essure drop diambil 0,5 psi	=	13.87	psia	(Perry. page 6-21)
:kanan udara luar	=	15.2	psia	
iju alir massa udara	=	1003	m3/jam	

udara pada 86°F = 0.1 lb/ft^3

iju volumetrik udara, Q udara = 590.55 ft^3/min

ıya yang dibutuhkan untuk menggertakkan poros motor

' = 0,000154 x Q x ΔP

' = 0,000154 x 590.55 x 14

= 1.3 HP

:fisiensi = $\frac{\text{HP blower}}{\text{HP poros}}$

Efisiensi blower = 40 - 70%

Dipakai 70%, sehingga :

HP poros = 1.8 HP

Spesifikasi

Fungsi	:	membuat kondisi vacumm pada Rotary Vacuum Filter menjadi media pengering dalam rotary dryer
Jenis	:	Centrifugal blower
Kapasitas	=	591 ft^3/min
Jumlah	=	buah
Daya motor	=	1.8 HP
Efisiensi	=	70%
Material	=	Carbon steel SA 283 Grade C

Kolom Distilasi D-410

Fungsi : Pemurnian Ethanol

Type : sieve tray

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi :

P operasi	:	101	kpa	=	1.01	bar	=	449.6	psia
T feed	:	100	°C	=	373.15	K	=	401.13	°R

Perhitungan

Aliran feed masuk kolom distilasi

Komponen	Massa/day	fraksi massa	BM	kmol	xF
H2O	479540.55	0.909	18	26641.142	0.96652553
Glucose	173.29	0.000	180	0.963	3.4928E-05
Xylose	3186.48	0.006	150	21.243	0.00077069
Arabinose	755.06	0.001	150	5.034	0.00018262
Galactose	108.57	0.000	180	0.603	2.1883E-05
Furfural	2732.11	0.005	96	28.459	0.00103249
HMF	110.59	0.000	126	0.878	3.1843E-05
Etanol	37878.69	0.072	46	823.450	0.0298743
As.Asetat	1731.05	0.003	60	28.851	0.00104669
As. Laktat	1040.71	0.002	90	11.563	0.00041951
Xylitol	249.30	0.000	152	1.640	5.9504E-05
TOTAL	527506.42	1		27563.826	1.00

Aliran distilat

Komponen	Massa/day	fraksi massa	BM	kmol	xF
H2O	23964.11	0.400	18	1331.339	0.62989282
Glucose	0.00	0.000	180	0.000	2.5617E-64
Xylose	0.00	0.000	150	0.000	8.0653E-56
Arabinose	0.00	0.000	150	0.000	2.277E-57
Galactose	0.00	0.000	180	0.000	1.6049E-64
Furfural	0.00	0.000	96	0.000	9.1462E-21
HMF	0.00	0.000	126	0.000	3.349E-214
Etanol	35982.81	0.600	46	782.235	0.37009663
As.Asetat	1.34	0.000	60	0.022	1.0544E-05
As. Laktat	0.00	0.000	90	0.000	2.0657E-22
Xylitol	0.00	0.000	152	0.000	1.867E-20
TOTAL	59948.25	1		2113.597	1.00

Aliran bottom

Komponen	Massa/day	fraksi massa	BM	kmol	xF
H2O	455576.44	0.974	18	25309.802	0.99448229
Glucose	173.29	0.000	180	0.963	3.7829E-05
Xylose	3186.48	0.007	150	21.243	0.0008347
Arabinose	755.06	0.002	150	5.034	0.00019779
Galactose	108.57	0.000	180	0.603	2.37E-05
Furfural	2732.11	0.006	96	28.459	0.00111824
HMF	110.59	0.000	126	0.878	3.4488E-05
Etanol	1895.89	0.004	46	41.215	0.00161943
As.Asetat	1729.72	0.004	60	28.829	0.00113274
As. Laktat	1040.71	0.002	90	11.563	0.00045435
Xylitol	249.30	0.001	152	1.640	6.4446E-05
TOTAL	467558.17	1.000		25450.230	1.00

APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

I. Menentukan distribusi beban massa pada kolom

Asumsi : Equimolar Counter Flow

R = 13.2768659

a) Aliran liquid untuk reflux (L)

L = R x D

= 13.277 x 59948.253 kg/hari

= 33,163.539 kg/jam

= 1,169.247 kmol/jam

b) Aliran uap masuk kondensor (V)

V = (R+1) x D

= 13.2768659 + 1 x 59948.253 kg/hari

= 35661.3824 kg/jam

= 1257.31395 kmol/jam

c) Aliran liquida masuk reboiler (L')

L' = L+(qxF)

q = 1 - 0 = 1

L' = 33163.539 + (1 x 527506.42)

= 55142.9726 kg/jam

= 2317.74019 kmol/jam

d) Aliran uap dalam reboiler (V')

V' = V+(Fx(1-q))

= 35661.3824 + (21979.4 x (1 - 1)

= 35661.3824 kg/jam

= 1257.31395 kmol/jam

Perhitungan didasarkan atas rate terbesar yaitu bagian bawah :

L' = 55142.9726 kg/jam = 121567 lb/jam

V' = 35661.3824 kg/jam = 78618.57 lb/jam

Perhitungan perancangan kolom distilasi

P operasi	=	101	kpa	=	1.01	bar	=	14.6488077	psia
L	=	55143	kg/jam	=	121567	lb/jam			
V	=	35661.38242	kg/jam	=	78618.57	lb/jam			
T feed	=	90	oC	=	363.2	K	=	653.67	°R
BM feed	=	21.85329839							
Tekanan feed		120	kpa	=	1.2	bar	=	17.404524	psia

ρ_{feed} = 63.94 lb/ft^3

= 1.024215789 g/ml

$\rho_{vapor\ dalam\ kolom}$ = $\frac{P \times BMv}{R \times T}$

= $\frac{14.6488077\ lb/in^2 \times 19.830}{10.731\ \frac{ft^3.lb/in^2}{lbmol.°R} \times 653.67\ °R}$

= 0.041 lb/ft^3

$\rho_{liquid\ dalam\ kolom}$ = (xF1 x ρ1) + (xF2 x ρ2) + (xF3 x ρ3)
(xF4 x ρ4) + (xF5 x ρl5 + (xF6 x ρ6)
(xF7 x ρ7) + (xF8 x ρ8) + (xF9 x ρ9)
(xF10 x ρ10) + (xF11 x ρ11)
= 63.940 lb/ft^3

isarkan"*Process Plant Design*" by. J.R Backhurst & J.H Harker, p.174-183 atau fig 3-56 Perry

σ = 90.0 dyne/cm

Perancangan diameter kolom

V_M = $\frac{78618.57 \text{ lb/jam}}{0.04 \text{ lb/ft3} \times 3600 \text{ sec/jam}}$

= 527.343568 ft^3/sec

L_M = $\frac{121567 \text{ lb/jam}}{63.940 \text{ lb/ft}^3 \times 60 \text{ menit/jam}}$

= 31.688 $ft^3/menit$

= 237.026427 gpm

1) Beban maksimum

Vmax = 1.3 Vm = 685.546638 ft3/sec

Qmax = 1.3 Qm = 308.134355 gpm

Beban minimum

Vmin = 0.7 Vm = 369.140497 ft3/sec

Qmin = 0.7 Qm = 165.918499 gpm

2) Ditetapkan Tray spacing = 24 inch

dari van winkle Fig 8-90

Vc = 11 fps

$$D = \sqrt{\frac{4}{\pi}\left(\frac{V}{V_c}\right)}$$

$$Dt = \left(\left(\frac{4}{3.14}\right) \times \left(\frac{685.547}{11}\right)\right)^{0.5}$$

D = 8.910 ft » 10 ft

A = 3.14/4 x D^2

At = 78.5 ft^2

Menentukan tipe tray

Pada Dt = 10 ft dan Q = 237.026 gpm

Tipe tray : Cross flow (Tabel 14.3, van winkle page 574)

Untuk **cross flow** : lw = L

ditetapkan hw = 2 inch

hc = 1.75 inch

hw-hc = 0.25

$$how = 0.092\left(\frac{Q}{lw}\right)^{\frac{2}{3}}$$

syarat : 2" ≤ how+hw ≤ 4"

$$how_{max} = 0.092\left(\frac{Q_{max}}{lw}\right)^{\frac{2}{3}}$$

$$how_{min} = 0.092\left(\frac{Q_{min}}{lw}\right)^{\frac{2}{3}}$$

dari tabel van winkle

L/D = 0.6

L = 0.6 x 10

= 6 ft

Cross flow L=lw

lw = 6 ft

how max = $0.092 \times \left(\frac{308.134355}{6}\right)^{2/3}$

= 1.27110202 in

how min = $0.092 \times \left(\frac{165.918499}{6}\right)^{2/3}$

= 0.84129867 in

hl max = 2 + how max

= 2 + 1.271

= 3.271 Syarat < 4" (memenuhi)

hl min = 2 + how min

= 2 + 0.841

= 2.841 Syarat > 2" (memenuhi)

hw-hc = 0.25 inch

hc = 2 - 0.25 = 1.75 inch

Ac = At - 2xAd

Adc = hc x lw

Tinggi downcomer(hd)

$$hd = 0.03\left(\frac{Q_{max}}{100\,A_{dc}}\right)^{2}$$

Trial L/D

L/D	0.6	0.65	0.7	0.75	0.8	syarat
L, ft	6.0	6.5	7	7.5	8	
lw, ft	6.0	6.5	7	7.5	8	
how max, in	1.271	1.21	1.15	1.10	1.05	
how min, in	0.841	0.80	0.76	0.73	0.69	
hlmax, in	3.271	3.21	3.15	3.10	3.05	< 4"
hlmin, in	2.84	2.80	2.76	2.73	2.69	> 2"
Ad/At	0.052	0.068	0.0878	0.1118	0.1424	
Ad	4.082	5.338	6.8923	8.7763	11.1784	
Ac	70.336	67.824	64.7154	60.9474	56.1432	
Adc	0.875	0.947916667	1.02083333	1.09375	1.16666667	
hd	0.37203637	0.317001401	0.27333284	0.23810327	0.20927046	< 1"

Active area

$$Aa = 2\left\{x(r^2 - x^2)^{0.5} + r^2 \arcsin\frac{x}{r}\right\}$$

Asumsi :

daerah distribusi liquid(Wdl) = 4 inch

daerah terbuang(Wt) = 1 inch

$$x = \frac{D}{2} - (H + (Wdl/12))$$

$$r = \frac{D}{2} - \frac{Wt}{12} = \frac{10}{2} - \frac{1}{12} = 4.917 \text{ ft}$$

L/D	0.6	0.65	0.7	0.75	0.8	syarat
H/D	0.1	0.12	0.143	0.1695	0.2	
H, ft	1	1.2	1.43	1.695	2	
x, ft	3.66666667	3.466666667	3.23666667	2.97166667	2.66666667	
r, ft	4.833	4.833	4.833	4.833	4.833	
Aa, ft^2	63.3300817	60.72145904	57.5187299	53.5931085	48.8052258	
Aa/At	80.6752633	77.35217712	73.2722674	68.2714758	62.1722621	60-80%

dipilih L/D = 0.7 , dengan %Aa/At = 73.27 %

Ukuran lubang

$$A_o = \frac{A_a x\, 0.9605}{n^2}$$

n	3	6
Ao	6.139	1.535

Checking pressure drop

$$Uo = \frac{Vmax}{Ao} = \frac{685.5466379}{Ao}$$

$$hp = 12\frac{\rho v}{\rho L} x 1.14\left(\frac{U_o^2}{2g_c}\right)\left[0.4\left(1.25 - \frac{A_o}{A_c}\right) + \left(1 - \frac{A_o}{A_c}\right)^2\right]$$

$$hr = \frac{31.2}{\rho_L}$$

ht = hp + hr + hlmax

n	3	6
Ao	6.139	1.430
Uo, ft/dt	111.679345	479.4388124
hp	2.19872575	45.77532402
hr	0.48795962	0.487959625
ht	5.83	49.36

checking downcomer, back up, dan weeping

Hd = hlmax + ht + hd

$\frac{Hd}{Hdf} \leq 0.5$ Hdf = T (tray spacing) + hw = 24 + 2 = 26

$tw = 0.8[how_{max}(T + hw - hb)]^{0.5}$, syarat $\frac{tw}{H} \leq 0.6$

hpw = 0.2 + 0.05 hlmax

Um = $\frac{Vmin}{Ao}$

$$hpm = 12\frac{\rho v}{\rho L}x1.14\left(\frac{U_m}{2gc}\right)\left[0.4\left(1.25 - \frac{Ao}{Ac}\right) + \left(1 - \frac{Ao}{Ac}\right)^2\right]$$

n	3	6	syarat
Hd	9.254	52.779	
Hd/Hdf	0.356	2.030	≤ 0.5
tw	3.42636112	4.450570518	
tw/H	0.28553009	0.185440438	≤ 0.6
hpw	0.36	0.36	
Um	60.1350319	258.1593605	
hpm	0.38781489	0.572912008	hpw ≤ hpm

dari hasil perhitungan nilai yang memenuhi adalah n=3

checking entraintment

$$e = 0.22\left(\frac{73}{\sigma}\right)\left(\frac{U_c}{T_c}\right)^{3.2}$$

Uc = $\frac{Vmax}{Ac}$ = $\frac{685.5466379}{64.7154}$ = 10.5932535

Tc = T - 2.5 hlmax = 24 - (2.5 x 3.147) = 16.133

e = 0.22 x $\frac{73}{90.0}$ x ($\frac{10.593}{16.133}$)$^{3.2}$

= 0.04644549 < 0.1 (Memenuhi)

Y = $\frac{e}{1+e}$

= $\frac{0.04645}{1 + 0.04645}$

= 0.04438405

$\frac{L'max}{V'max}\left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)^{0.5}$ = $\frac{121567}{78618.57}$ ($\frac{0.04}{63.940}$)$^{0.5}$

= 0.0394

dari figure 13.26 van winkle didapat % flooding = 68% < 85% (Memenuhi)

Menentukan tinggi kolom

1 Tinggi total Tray (H_T)

Jumlah tray (N) = 20

Tinggi total tray = T x (N - 1)
= 24 x (20 - 1)
= 456 inch
= 38 ft

2 Tinggi ruang kosong diatas tray
Ditetapkan tinggi ruang kosong diatas tray = 2 ft

3 Menghitung tinggi ruang yang ditempati oleh liquid didalam kolom (HL)
Rate liquid = 121567 lb/jam
ρ liquid = 63.940 lb/ft^3

asumsi waktu tinggal = 5 menit
= 0.08333 jam

Luas permukaan = 78.5 ft^2

HL = (rate liquid x t)/(ρ_L x A)

$$= \frac{121567 \times 0.08333}{63.940 \times 78.5}$$

= 2.018 ft

4 Tinggi ruang kosong diatas liquida
ditetapkan tinggi ruang kosong diatas liquida = 1 ft

5 Tebal tutup dan tinggi bejana
Direncanakan : tutup atas = tutup bawah

Bahan konstruksi : SA-353 low alloy stell (Tabel 13.1, brownell&young)
f = 22500
E = 0.85
C = 0.125

Penentuan tebal shell

$$ts = \frac{pi.d}{2(fE + 0.4pi)} + C$$

Pop = 14.6488077 psia
Pdes = 1.5 x Pop
= 20.159 psia

$$= \frac{20.16\ lb/in^2 \times 120\ in}{2\ (22500\ lb/in^2 \times 0.8 + 0.4 \times 20.16\ lb/in2} + 0.125$$

= 0.19217 distandarkan menjadi 3/8 in

OD = ID + 2ts
= 120.750 in
Standarisasi OD
Digunakan OD = 126 in
r = 114 in
icr = 7 5/8 in

Penentuan tinggi tutup
digunakan tutup berbentuk tutup standar dishead

Rc = 120

$$tha = \frac{0.885 \times Pd \times Rc}{2(fE - 0.1Pd)} + C$$

= 1/8 distandarkan = 5/8

tinggi tutup = t + b + sf
Diambil Sf = 2.5
(dari tabel 5.6 brownell&young, untuk tutup berbentuk dished head pada t=1/2 maka nilai sf=2 - 3 1/2)
icr = 7 5/8
BC = Rc - icr = 112.3750 inch
AB = ri - icr = 52.38 inch

Tinggi head(b) = $Rc-(BC^2-AB^2)^{1/2}$
= 20.577 inch
= 1.715 ft

Tinggi tutup
OA = tha + b + Sf
= 5/8 + 1.715 + 2.5
= 4.840 ft

Tinggi total kolom = tinggi tray + tinggi ruang kosong diatas tray + tinggi hold up liquid + tinggi ruang kosong diatas liquida + tinggi tutup

= 38 + 2 + 2.018 + 1 + 2 x 4.840
= 52.698 ft
= 16.06 m

menghitung berat tutup
Menghitung diameter blanko untuk ketebalan > 1 in
d = OD + (OD/24) + 2sf + (2/3)icr + t
= 142
rsteel = 490 lb/ft^3
Weight of head = $(\pi/4) \times (d^2\ t_{ha}) \times (r/1748)$
= 2771.572 lb

Menghitung f axial di shell
f_{ap} = $P_d \times D / (4 \times (t_s - C))$
= 2540.02 psi

Dead Weight
f dead weight shell = 3.4 X
ρ_{ins} = 40 lb/ft^3
t_{ins} = 3 in
f dead weight ins = ρ_{ins} X t_{ins} / (144 x (ts - C))
= 3.333 X

Attachment Weight

Berat tutup atas	=	2771.6	lb
Berat tangga	=	25.0	X
Berat Pipa 12" sch.40	=	43.8	X
Berat Insulasi pipa	=	$\pi / 4 \times ((OD + 2t_{ins})^2 - OD^2) \times r_{ins}$ X	
	=	39.25	X

Berat total (W) = W tutup atas + Wpipa + Wtangga + W insulasi

= 2771.57164 + 108.05 X

$f_{dead\ wt\ attachment}$ = $SW/(\pi D \times (ts - C))$

$$= \frac{2771.57164 + 108.05\ X}{98.91}$$

= 28.021 + 1.09240724 X

Berat tray + liquid

Berat liquida dihitung dibawah X = 4.

n = (X/2) - 1

$f_{dead\ wt\ tray + liquid}$ = $n \times 25 \times (\pi D^2/4)/(12\ \pi\ D\ (ts - c))$

= $n \times 25 \times D /(48(ts - C))$

$$= \frac{(X/2) - 1 \quad \times \quad 3150}{12}$$

= 131.3 X - 262.5

$f_{dead\ wt}$ total = 139.076 X + -234.479

Wind Stress

Kecepatan angin Indonesia	=	5.9	m/s
	=	13.198	mil/jam
Tekanan Udara, B	=	760	mmHg
	=	29.921	inHg
F_s	=	0.6	(Silinder Halus)

Pw = $0.004 \times B \times V_w^2 \times F_s / 30$

= 0.417 psf ~ 1 psf

Tangga dipasang 90° terhadap pipa uap

d_{eff} = diameter kolom + tebal insulasi kolom + diameter pipa uap + tebal insulasi pipa

= 144 in

$f_{wx} = 2 \times Pw \times X^2 \times d_{eff} / (3.14 d_o^2 \times (t_s - c))$

$$= \frac{1728 \quad X^2}{12462.66}$$

= 0.13865419 X^2

m ***Perhitungan Stress Gabungan***

Upwind Side

$f_{t\,max}$ = $f_{wx} - f_{dx} - f_{ap}$

= 0.1387 X^2 - 139.076 X + 2305.440

$f_{t\,max}$ = f x E

= 19125 psi

diperoleh X = 1118.690 ft

Downwind Side

$f_{c\,max}$ = f_{wx} - f_{ap} + ft max

= 0.1387 X^2 + 139.076 X - 2305.544

$f_{c\,max}$ = $1.5 \times 10^6 \times (t / r)$

= 5952.381 psi

diperoleh X = 56.591 ft

Tinggi kolom < X_{upwind} dan $X_{downwind}$ (Tebal Shell memenuhi syarat)

415 Preheater Kolom Distilasi

i : Memanaskan *feed kolom distilasi*

: 1-2 *shell and tube heat exchanger*

h : 1 buah *Heat Exchanger* 1-2

si Proses :

Fluida Panas (Steam) :

T masuk (T_1) =	120	°C	=	248	°F	=	393	K
T keluar (T_2) =	120	°C	=	248	°F	=	393	K

Fluida Dingin (*feed kolom distilasi*) :

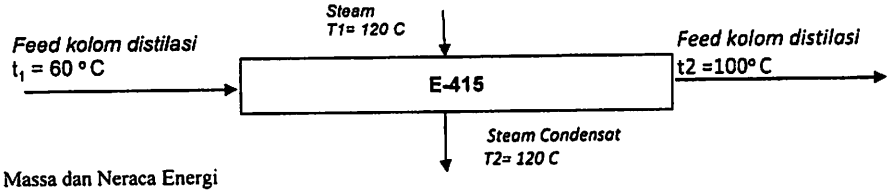
T masuk (t_1) =	60	°C	=	140	°F	=	333	K
T keluar (t_2) =	100	°C	=	212	°F	=	373	K

	Fluida dingin (°F)	Fluida panas (°F)
T masuk	140	248
T keluar	212	248

ıakan *Heat Exchanger (shell and tubes)* (*appendiks tabel 10, Kern*)

ın data-data sebagai berikut :

Panjang tube,L	=	16	ft	
BWG	=	14		
Pitch	=	1	*in triangular*	(*appendiks tabel 9, Kern*)
Rd gab	=	0.001	$jft^{2o}F/Btu$	
ΔP gas	=	2	psi	
OD tube	=	0.75	*in triangular*,	*ID* = 0.584 in



raca Massa dan Neraca Energi

Dari neraca massa (Appendiks A)

Massa fluida panas (M)	=	45,460	kg/ hari	=	4,176	lb/jam
Massa fluida dingin (m)	=	527,506	kg/ hari	=	48,456	lb/jam

Q yang ditrasfer ke fluida dingin = 4,176,210 kJ/jam

= 3,958,283 Btu/jam

ɛncari LMTD

LMTD = $(\Delta T_1 - \Delta T_2) / \ln (\Delta T_1 / \Delta T_2)$

dimana : $\Delta T_1 = \Delta T_{panas} = T_1 - t_2$

$\Delta T_2 = \Delta T_{dingin} = T_2 - t_1$

MTD = ((248 - 212) - (248 - 140)) / ln $\Delta t_1/\Delta t_2$

= 66 °F

$(T_1 - T_2)/(t_2-t_1)$ $S = (t_2-t_1)/(T_1-t_1)$

(248 - 248) / (212 - 140) = 0

(212 - 140) / (248 - 140) = 1

Dengan menggunakan persamaan 8.5 Kern, nilai *Ft* dapat diperoleh, yaitu :

(Kern, pers.8.5)

Ft = 1

Sehingga :

Δt = *LMTD x Ft* = 66 x 1 = 66 °F ft^2

3. Menghitung Tc (*Caloric Temperature*)

$Tc = (T_2+T_1)/2$ = (248 + 248) / 2 = 248 °F

$tc = (t_2+t_1)/2$ = (140 + 212) / 2 = 176 °F

a). Trial Ud

Ud = 75 (Appendiks Tabel 8, Kern) tersedia Ud = 100 - 200

A = Q/Ud x Δt = 3,958,283 / (75 x 66) = 805

a''_t = 0.1963 ft^2/lin ft (tabel 10, Kern)

b). Nt = A / (L x a''_t) = 805 / (16 x 0.1963)

= 128

Coba untuk tube passes, n = 2-P

Nt standar = 138 (Appendiks tabel 9, Kern)

IDs = 15.25 in (Appendiks tabel 9, Kern)

c). Koreksi Ud

Ud koreksi = Nt x Ud Trial / Nt standard

= 128 x 75 / 138 = 70 Btu/J ft^2 °F

Ud = Q / (A x Δt)

Ud = 3,958,283 / (805 x 66) = 75 Btu/J ft^2 °F

Kesimpulan Sementara Rancangan *Shell and Tube*

Bagian *Shell* :	IDs =	15	in	(diameter dalam shell)	
	B =	10	in	*(baffle spacing)*	
	N+1 =	11		(Jumlah baffle)	
	n' =	1 passes		(jumlah passes pada shell)	
	de =	0.73	in	(diameter ekivalen)	(Appendiks fig. 28, Kern)
Bagian Tube :	di =	0.58	in	(diameter dalam tube)	(Appendiks tabel 10, Kern)
	do =	0.75	in	(diameter luar tube)	(Appendiks tabel 10, Kern)
	l =	16	ft	(panjang tube)	
	n =	2		(jumlah passes pada tube)	(Appendiks tabel 9, Kern)
	Nt =	138		(Jumlah tube)	(Appendiks tabel 9, Kern)
	Pt =	1	in	(Jarak antara sumbu tube)	
	C' =	0.25	in	(Jarak antara diameter luar tube)	C'= Pt - do =
	a"t =	0.1963	ft^2	(Luas permukaan panjang)	(Appendiks tabel 10, Kern)
	a't =	0.268	in^2	(Luas penampang aliran)	(Appendiks tabel 10, Kern)

Fluida dingin :			Fluida panas (steam) :		
μ =	0.9548	cp	μ =	0.0128	cp
k =	0.4000	Btu/(hr) (ft^2) (F/ft)	k =	0.0156	Btu/(hr) (ft^2) (F/ft)
c =	3.9000	Btu/lb F	c =	8.2970	Btu/lb F

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS

Bagian Shell (*Feed kolom distilasi*)	Bagian Tube (steam)
5. *as = (IDs x B x c')/(n' x Pt x 144)*	5'. at' = 0.268 ft^2
= 15 in x 10 x 0 in	*at = (Nt x at')/144n*
1 x 1 in x 144	= (138 x 0.2680 ft^2)
= 0.2648 ft^2	144 x 2
	= 0.1284 ft^2
6. *Gs = M / as*	6'. *Gt = m / at*
= 48,456 / 0	= 4,176 / 0.128
= 183,020 lb/hr.ft^2	= 32,519 lb/hr.ft^2

$Re = de \times Gs / (2.42 \times \mu)$
= 0.73 / 12 x 183,020
0.9548 x 2
= 4,819

J_H = 40 (fig. 28, Kern)

$ho = J_H \times (k/d_e) \times (c_p\ \mu/k)^{1/3}$
553 Btu/(hr)(ft²)(°F)

7'. $Re = ID \times Gt / (2.42 \times \mu)$
= 0.58 / 12 x 32,519
0.01280 x 2
= 51,091

8'. J_H = 200 (fig.24, Kern)

9. $hi = J_H \times (k/ID) \times (c_p\ \mu/k)^{1/3}$
= 122 Btu/(hr)(ft²)(°F)

10 $hio = hi \times (ID/OD)$
= 452,821291 x 0,584 / 0,75
= 95 Btu/(hr)(ft²)(°F)

valuasi Uc
$Uc = (hio \times ho) / (hio + ho)$
= 95 x 553 / (95 + 553)
= 81 Btu/(hr)(ft²)(°F)

valuasi Rd
$Rd = (Uc - Ud)/(Uc \times Ud)$
= (81 - 70) / (81 x 70)
= 0.00198 (hr)(ft²)(°F)/Btu > Rd ditetapkan (memenuhi)

EVALUASI PENURUNAN TEKANAN

Bagian Shell (*Feed kolom distilasi*)

N_{Res} = 4,819
f = 0.0030 (fig. 29, Kern)

$N+1 = 12\ L \times n'/B$
= 12 x 16 x 1 / 10
= 19
IDs = 15.25 / 12
= 1 ft

sg = 1.1300

$$\Delta Ps = \frac{f\,Gs^2\,IDs\,(N+1)}{5.22\ 10^{10}\ de\ Sg\ \phi s}$$

= 5.694 psia
ΔPs < 10 psia (memenuhi)

Bagian Tube (steam)

1'. N_{Ret} = 51,091
f = 0.000 (fig 26, Kern)
sg = 0.933

2'. $$\Delta Pt = \frac{f\,Gt^2\,l\,n}{5.22\ 10^{10}\ IDt\ sg\ \phi t}$$

= 0.00014

3'. $$\Delta Pn = \frac{4n\ v^2\ 62,5}{sg\ 2g'\ 144}$$

$v^2/2g$ = 0.0045 (fig, 27, Kern)
ΔPn = 0.01675 psia
ΔPt = 0.000143 + 0.01675
= 0.016897 psia
ΔPt < 2 psia (memenuhi)

mpulan :

e	:	E-112
e	:	*Shell and Tubes. 1-2 exchanger*
gsi	:	Memanaskan *feed ddistilasi*
lah	:	1 buah *Heat Exchanger* 1-2 disusun paralel
asitas	:	527,506 kg/hari
ran		
l	:	ID = 15.25 in ; *Baffle Spacing* = 10 in
e	:	OD = 0.750 in ; ID = 0.584 in
		Pt = 1 in *(triangular)*

		Panjang =	16	ft,	Jumlah tube, Nt =	138
		BWG	=	14		
Bahan konstruksi						
Shell	:	*Carbon steel*				
Tube	:	*Carbon steel*				
ΔP liquid allowance	:	10	psia			
ΔP gas allowance	:	2	psia			
Dirt factor (Rd)	:	0.00198	$jft^{2o}F/Btu$			

27. E-419 Pre-heater membran

Fungsi : Memanaskan *feed campuran ethanol* sebelum dimasukkan ke *membran 2*

Type : 1-2 *shell and tube heat exchanger*

Jumlah : 1 buah *Heat Exchanger* 1 -2

Kondisi Proses :

- **Fluida Panas (Over head *Distilat*) :**

T masuk (T_1) =	120.0	°C	=	248	°F	=	393	K
T keluar (T_2) =	120	°C	=	248	°F	=	393	K

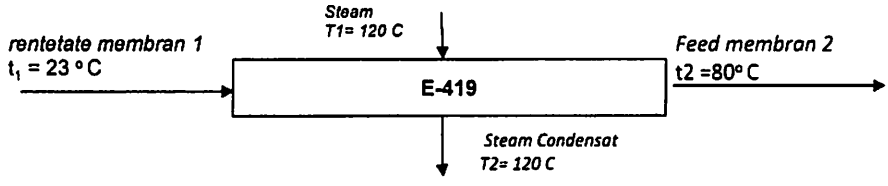
- **Fluida Dingin (*fresh feed* berupa gas alam dari G-111) :**

T masuk (t_1) =	23	°C	=	73	°F	=	296	K
T keluar (t_2) =	80	°C	=	176	°F	=	353	K

	Fluida dingin (°F)	Fluida panas (°F)
T masuk	73	248
T keluar	176	248

Digunakan *Heat Exchanger (shell and tubes)* (*appendiks tabel 10. Kern*)
dengan data-data sebagai berikut :

Panjang tube,L	=	5	ft				
BWG	=	14					
Pitch	=	1	*in triangular*	(*appendiks tabel 9. Kern*)			
Rd gab	=	0.001	$jft^{2o}F/Btu$				
Δ P gas	=	2	psi				
OD tube	=	0.75	*in triangular*,	*ID*	=	0.584	in



1. Neraca Massa dan Neraca Energi

Dari neraca massa (Appendiks A)

Massa fluida panas (M)	=	3,235	kg	=	297	lb
Massa fluida dingin (m)	=	43,578	kg	=	4,003	lb

Q yang ditrasfer ke fluida dingin	=	296,750	kJ/jam
	=	281,265	Btu/jam

2. Mencari LMTD

LMTD = $(\Delta T_1 - \Delta T_2) / \ln (\Delta T_1 \; \Delta T_2)$

:NDIKS C SPESIFIKASI ALAT

dimana : $\Delta T_1 = \Delta T_{panas} = T_1 - t_2$

$\Delta T_2 = \Delta T_{dingin} = T_2 - t_1$

1TD = ((248 - 176) - (248 - 73)) / ln $\Delta t_1/\Delta t_2$

= 116 °F

$(T_1 - T_2)/(t_2-t_1)$ $S = (t_2-t_1)/(T_1-t_1)$

(248 - 248) / (176 - 73) = 0

(176 - 73) / (248 - 73) = 1

Dengan menggunakan persamaan 8.5 Kern, nilai *Ft* dapat diperoleh, yaitu :

$$Ft = \frac{[\sqrt{R^2+1}/2(R-1)]\ln(1-S)/(1-RS)}{\ln\frac{2/S-1-R+(2/S)\sqrt{(1-S)(1-RS)}+\sqrt{R^2+1}}{2/S-1-R+(2/S)\sqrt{(1-S)(1-RS)}-\sqrt{R^2+1}}}$$ (Kern, pers.8.5)

Ft = 1

Sehingga :

1*t* = *LMTD x Ft* = 116 x 1 = 116 °F

nghitung Tc (*Caloric Temperature*)

Tc = $(T_2+T_1)/2$ = (248 + 248) / 2 = 248 °F

tc = $(t_2+t_1)/2$ = (73 + 176) / 2 = 125 °F

ial Ud

Ud = 39 (Appendiks Tabel 8, Kern) tersedia Ud = 50 - 100

)/Ud x Δt = 281,265 / (39 x 116) = 62 ft^2

a''_t = 0.1963 ft^2/lin ft (tabel 10, Kern)

Nt = A / (L x a''_t) = 62 / (5 x 0.1963)

= 32

Coba untuk tube passes, n = 2-P

Nt standar = 52 (Appendiks tabel 9, Kern)

IDs = 10 in (Appendiks tabel 9, Kern)

Koreksi Ud

Ud koreksi = Nt x Ud Trial / Nt standard

= 32 x 39 / 52 = 24 Btu/J ft^2 °F

Ud = Q / (A x Δt)

/d = 281,265 / (62 x 116) = 39 Btu/J ft^2 °F 5

ıpulan Sementara Rancangan *Shell and Tube*

n *Shell* :	IDs =	10	in	(diameter dalam shell)	
	B =	2	in	*(baffle spacing)*	
	N+1 =	10		(Jumlah baffle)	
	n' =	1 passes		(jumlah passes pada shell)	
	de =	0.73	in	(diameter ekivalen)	(Appendiks fig. 28, Kern)
n Tube :	di =	0.58	in	(diameter dalam tube)	(Appendiks tabel 10, Kern)
	do =	0.75	in	(diameter luar tube)	(Appendiks tabel 10, Kern)
	l =	5.0	ft	(panjang tube)	
	n =	2.0		(jumlah passes pada tube)	(Appendiks tabel 9, Kern)
	Nt =	52.0		(Jumlah tube)	(Appendiks tabel 9, Kern)
	Pt =	1	in	(Jarak antara sumbu tube)	
	C' =	0.25	in	(Jarak antara diameter luar tube)	
	a"t =	0.1963	ft^2	(Luas permukaan panjang)	(Appendiks tabel 10, Kern)
	a't =	0.268	in^2	(Luas penampang aliran)	(Appendiks tabel 10, Kern)

C'= Pt - dc

Fluida panas (steam) :			Fluida dingin :		
μ =	0.0128	cp	μ =	1.0000	cp
k =	0.0156	Btu/(hr) (ft^2) (F/ft)	k =	0.0923	Btu/(hr) (ft^2) (F/ft)
c =	8.2970	Btu/lb F	c =	24.4900	Btu/lb F

APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS	
Bagian Shell (*Feed membran 2*)	**Bagian Tube (steam)**
5. $as = (IDs \times B \times c')/(n' \times Pt \times 144)$ $= \frac{10 \text{ in} \times 2 \times 0.250 \text{ in}}{1 \times 1 \text{ in} \times 144}$ $= 0.0347 \text{ ft}^2$	5'. $at' = 0.268 \text{ ft}^2$ $at = (Nt \times at')/144n$ $= \frac{(52 \times 0.2680 \text{ ft}^2)}{144 \times 2}$ $= 0.0484 \text{ ft}^2$
6. $Gs = M / as$ $= 4{,}003 / 0$ $= 115{,}289 \text{ lb/hr.ft}^2$	6'. $Gt = m / at$ $= 297 / 0.048$ $= 6{,}141 \text{ lb/hr.ft}^2$
7. $Re = de \times Gs / (2{,}42 \times \mu)$ $= \frac{0.73 / 12 \times 115{,}289}{1.0000 \times 2}$ $= 2{,}898$	7'. $Re = ID \times Gt / (2{,}42 \times \mu)$ $= \frac{1 / 12 \times 6{,}141}{0.01280 \times 2}$ $= 9{,}649$
8. $J_H = 29$ (fig. 28, Kern)	8'. $J_H = 105$ (fig.24, Kern)
9. $ho = J_H \times (k/d_e) \times (c_p \mu/k)^{1/3}$ $= 283 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(°F)}$	9. $hi = J_H \times (k/ID) \times (c_p \mu/k)^{1/3}$ $= 64 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(°F)}$ 10 $hio = hi \times (ID/OD)$ $= 452{,}821291 \times 0{,}584 / 0{,}75$ $= 50 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(°F)}$

11. Evaluasi *Uc*

$Uc = (hio \times ho) / (hio + ho)$

$= 50 \times 283 / (50 + 283)$

$= 42 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(°F)}$

13. Evaluasi Rd

$Rd = (Uc - Ud)/(Uc \times Ud)$

$= (42 - 39) / (42 \times 39)$

$= 0.00197 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(°F)/Btu}$ > Rd ditetapkan (memenuhi)

EVALUASI PENURUNAN TEKANAN	
Bagian Shell (*Feed membran 2*)	**Bagian Tube (steam)**
1. $N_{Res} = 2{,}898$ $f = 0.0028$ (fig. 29, Kern)	1'. $N_{Ret} = 9{,}649$ $f = 0.0002$ (fig 26, Kern) $sg = 0.933$
2. $N+1 = 12 L \times n'/B$ $= 12 \times 5 \times 1 / 2$ $= 30$ $IDs = 10 / 12$ $= 0.83 \text{ ft}$	2'. $\Delta Pt = \frac{f Gt^2 l n}{5{,}22\ 10^{10}\ IDt\ sg\ \phi t}$ $= 0.0000031$
$sg = 0.7936$ $\Delta Ps = \frac{f Gs^2 IDs (N+1)}{5.22\ 10^{10} de\ Sg\ \phi s}$ $= 2.46129665 \text{ psia}$ $\Delta Ps < 10 \text{ psia}$ (memenuhi)	3'. $\Delta Pn = \frac{4n\ v^2\ 62{,}5}{sg\ 2g'\ 144}$ $v^2/2g = 0.0030$ (fig, 27, Kern) $\Delta Pn = 0.01117 \text{ psia}$ $\Delta Pt = 0.000003 + 0.01117$ $= 0.011173 \text{ psia}$

ΔPt < 2 psia (memenuhi)

pulan :

: *Shell and Tubes, 1-2 exchanger*

: Memanaskan *feed* Membran 2

ı : 1 buah *Heat Exchanger* 1-2

tas : 43,578 kg/hari

ı

: ID = 10 in ; *Baffle Spacing* = 2 in

: OD = 0.750 in ; ID = 0.584 in

Pt = 1 in *(triangular)*

Panjang = 5 ft, Jumlah tube, Nt = 52

BWG = 14

konstruksi

: *Carbon steel*

: *Carbon steel*

ıid allowance : 10 psia

allowance : 2 psia

ctor (Rd) : 0.002 jft^{2o}F/Btu

411 Condensor kolom distilasi

: Mengembukan over head produk kolom distilasi

: 1-2 *shell and tube heat exchanger*

ı : 1 buah *Heat Exchanger* 1 -2

si Proses :

Fluida Panas (Over head *Distilat*) :

T masuk (T_1) =	94.0	°C	=	201	°F	=	367	K
T keluar (T_2) =	80	°C	=	176	°F	=	353	K

Fluida Dingin (*fresh feed* berupa gas alam dari G-111) :

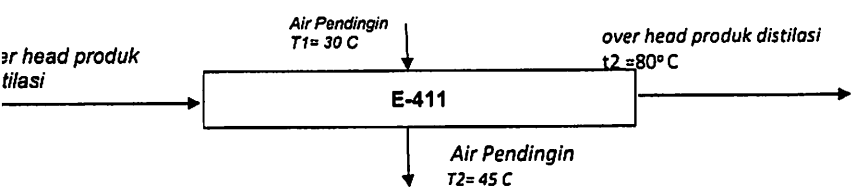
T masuk (t_1) =	30	°C	=	86	°F	=	303	K
T keluar (t_2) =	45	°C	=	113	°F	=	318	K

	Fluida dingin (°F)	Fluida panas (°F)
T masuk	86	201
T keluar	113	176

ıkan *Heat Exchanger (shell and tubes)* (*appendiks tabel 10. Kern*)

ı data-data sebagai berikut :

Panjang tube,L	=	11	ft	
BWG	=	14		
Pitch	=	1	*in triangular*	(*appendiks tabel 9. Kern*)
Rd gab	=	0.001	jft^{2o}F/Btu	
Δ P gas	=	2	psi	
OD tube	=	0.75	*in triangular*,	*ID* = 0.584 in



APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

1. Neraca Massa dan Neraca Energi

Dari neraca massa (Appendiks A)

Massa fluida panas (M)	=	857,369	kg/hari	=	78,758	lb/jam
Massa fluida dingin (m)	=	19,924,877	kg/hari	=	1,830,294	lb/jam
Q yang ditrasfer ke fluida panas				=	50,144,273	kJ/jam
				=	47,527,599	Btu/jam

2. Mencari LMTD

LMTD = $(\Delta T_1 - \Delta T_2) / \ln (\Delta T_1 \; \Delta T_2)$

dimana : $\Delta T_1 = \Delta T_{panas} = T_1 - t_2$

$\Delta T_2 = \Delta T_{dingin} = T_2 - t_1$

LMTD = ((201 - 113) - (176 - 86)) / ln $\Delta t_1/\Delta t_2$

= 89 °F

$R = (T_1 - T_2)/(t_2-t_1)$ $S = (t_2-t_1)/(T_1-t_1)$

R = (201 - 176) / (113 - 86) = 0.9

S = (113 - 86) / (201 - 86) = 0.2344

Dengan menggunakan persamaan 8.5 Kern, nilai *Ft* dapat diperoleh, yaitu :

$$Ft = \frac{[\sqrt{R^2+1}/2(R-1)]\ln(1-S)/(1-RS)}{\ln\dfrac{2/S-1-R+(2/S)\sqrt{(1-S)(1-RS)}+\sqrt{R^2+1}}{2/S-1-R+(2/S)\sqrt{(1-S)(1-RS)}-\sqrt{R^2+1}}}$$ (Kern, pers.8.5)

dari gambar (kern Fig.19 untuk tipe 2-4 ,hal 829) = 0.98

Sehingga :

Δt = *LMTD x Ft* = 89 x 0.98 = 87 °F

3. Menghitung Tc (*Caloric Temperature*)

$T_c = (T_2+T_1)/2$ = (176 + 201) / 2 = 189 °F

$t_c = (t_2+t_1)/2$ = (86 + 113) / 2 = 100 °F

a). Trial Ud

Ud = 101 (Appendiks Tabel 8, Kern)

A = Q/Ud x Δt = 47,527,599 / (101 x 87) = 5,389 ft^2

a''_t = 0.1963 ft^2/lin ft (tabel 10, Kern)

b). Nt = A / (2 x L x a''_t) = 5,389 / (11 x 0.1963 x 2)

= 624

Coba untuk tube passes, n = 4-P

Nt standar = 678 (Appendiks tabel 9, Kern)

IDs = 31 in (Appendiks tabel 9, Kern)

c). Koreksi Ud

Ud koreksi = Nt x Ud Trial / Nt standard

= 678 x 101 / 678 = 101 Btu/J ft^2 °F

Ud = *Q / (A x Δt)*

Ud = 47,527,599 / (5,389 x 87) = 101 Btu/J ft^2 °F

Kesimpulan Sementara Rancangan *Shell and Tube*

Bagian *Shell* :	IDs =	31	in	(diameter dalam shell)	
	B =	25	in	*(baffle spacing)*	
	N+1 =	10		(Jumlah baffle)	
	n' =	2 passes		(jumlah passes pada shell)	
	de =	0.73	in	(diameter ekivalen)	(Appendiks fig. 28, Kern)
Bagian Tube :	di =	0.58	in	(diameter dalam tube)	(Appendiks tabel 10, Kern)

do =	0.75	in	(diameter luar tube)	(Appendiks tabel 10, Kern)
l =	11.0	ft	(panjang tube)	
n =	4.0		(jumlah passes pada tube)	(Appendiks tabel 9, Kern)
Nt =	678.0		(Jumlah tube)	(Appendiks tabel 9, Kern)

Pt =	1	in	(Jarak antara sumbu tube)	
C' =	0.25	in	(Jarak antara diameter luar tube)	
a"t =	0.1963	ft^2	(Luas permukaan panjang)	(Appendiks tabel 10, Kern)
a't =	0.268	in^2	(Luas penampang aliran)	(Appendiks tabel 10, Kern)

Fluida panas (over head product distilasi) :

μ =	0.0089	cp
k =	0.0208	Btu/(hr) ($ft^{2)}$ (F/ft)
c =	11.9200	Btu/lb F

Fluida dingin (air pendingin):

μ =	0.6770	cp
k =	0.3634	Btu/(hr) ($ft^{2)}$ (F/ft)
c =	1.0150	Btu/lb F

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS

Bagian Shell (over head produk)

= *(IDs x B x c')/(n' x Pt x 144)*

31 in x 25 x 0.250 in

2 x 1 in x 144

0.6727 ft^2

Gs = M / as

= 39,379 / 0.673

= 58,535 lb/hr.ft^2

Re = de x Gs / (2,42 x μ)

0.73 / 12 x 58,535

0.6770 x 0

592,650

J_H = 500 (fig. 28, Kern)

ho = J_H *x (k/*d_e*) x (*c_p *μ/k)*$^{1/3}$

294 Btu/(hr)(ft^2)(°F)

Bagian Tube (air pendingin)

5'. at' = 0.268 ft^2

at = (Nt x at')/144n

= (678 x 0.2680 ft^2)

144 x 4

= 0.3155 ft^2

6'. *Gt = m / at*

= 915,147 / 0.315

= 2,901,008 lb/hr.ft^2

7'. *Re = ID x Gt / (2,42 x μ)*

= 1 / 12 x 2,901,008

0.67700 x 2.42

= 86,174

8'. J_H = 200 (fig.24, Kern)

9. *hi =* J_H x (k/ID) x (c_p μ/k)$^{1/3}$

= 1,847 Btu/(hr)(ft^2)(°F)

10 *hio = hi x (ID/OD)*

= 452,821291 x 0,584 / 0,75

= 1,438 Btu/(hr)(ft^2)(°F)

aluasi *Uc*

Uc = (hio x ho) / (hio + ho)

= 1,438 x 294.3 / (1,438 + 294)

= 244 Btu/(hr)(ft^2)(°F)

aluasi Rd

Rd = (Uc - Ud)/(Uc x Ud)

= (244 - 101) / (244 x 101)

= 0.00581 (hr)(ft^2)(°F)/Btu > Rd ditetapkan (memenuhi)

EVALUASI PENURUNAN TEKANAN

Bagian Shell (over head produk)	Bagian Tube (air pendingin)
1. N_{Res} = 592,650	1'. N_{Ret} = 86,174
f = 0.0009 (fig. 29, Kern)	f = 0.0002 (fig 26, Kern)
	sg = 1.000
2. $N+1 = 12\,L \times n'/B$	2'. $\Delta P1 = \dfrac{f Gt^2\, l\, n}{5{,}22\ 10^{10}\ IDt\, sg\, \phi t}$
= 12 x 11 x 2 / 25	
= 11	
IDs = 31 / 12	
= 2.58 ft	= 1.8220422
sg = 1.1380	3'. $\Delta Pn = \dfrac{4n\ v^2\ 62{,}5}{sg\ 2g'\ 144}$
$\Delta Ps = \dfrac{f Gs^2\, IDs\, (N+1)}{5.22\ 10^{10}\ de\ Sg\ \phi s}$	$v^2/2g$ = 1.0000 (fig, 27, Kern)
	ΔPn = 6.94444 psia
= 1.164 psia	ΔPt = 1.8220 + 6.94444
ΔPs < 2 psia (memenuhi)	= 8.766 psia
	ΔPt < 10 psia (memenuhi)

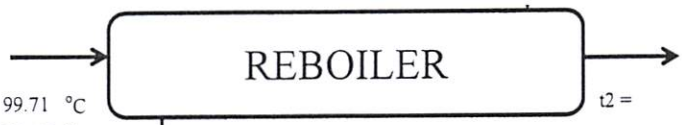
Kesimpulan :

Kode	:	
Type	:	*Shell and Tubes,2-4 exchanger*
Fungsi	:	Mengembunkan Over Head Produk kolom distilasi
Jumlah	:	2 buah *Heat Exchanger* 2-4
Kapasitas	:	857,369 kg/hari
Ukuran		
Shell	:	ID = 31 in ; *Baffle Spacing* = 25 in
Tube	:	OD = 0.750 in ; ID = 0.584 in
		Pt = 1 in *(triangular)*
		Panjang = 11 ft, Jumlah tube, Nt = 678
		BWG = 14
Bahan konstruksi		
Shell	:	*Carbon steel*
Tube	:	*Carbon steel*
ΔP liquid allowance	:	10 psia
ΔP gas allowance	:	2 psia
Dirt factor (Rd)	:	0.006 $jft^{2o}F/Btu$

29. REBOILER of DISTILLATION COLUMN I

Fungsi : Menguapkan kembali bottom product pada kolom distilasi II

Hot
Steam
T1 = 120 °C
= 248 °F



99.71 °C
211.48 °F

t2 = 100.0 °C
212.0 °F

T2 = 120 °C
248 °F

M = Lo+(F x q)
55142.97264 kg/hr
5,065 lb/jam

m = 576,763 kg/hr
52,981 lb/jam

= 1,271,705,219.749 KJ/hari
50222664.73 Btu/hr

Menghitung LMTD

Hot Fluid		Cold Fluid	Differences	
248	Higher Temp	212.0	36.0	Δt2
248	Lower Temp	211.5	36.5	Δt1

LMTD = 36.26 °F

Menghitung Suhu caloric
Tc = 248 °F
tc = 211.7 °F
Trial Q/A = 7000.00 Btu/jam ft2
A = Q / 7000.00 ft2
3587 ft2 (digunakan 2 reboiler secara paralel)
Digunakan pipa tube 3/4 in BWG 17
a"t = 0.1963 in2

a't = 0.314 in2
0.002180555 ft2
ID = 0.634 in
0.052833331 ft
L = 16 ft

Nt = A/(a"t x L)
1142 ~ 1176 (Nt Standart)
Dari tabel 9, Kern didapatkan IDs
IDs = 39 in
Tube passes (n) = 2
Ud standart = Q / (Nt * a"t *L*LMTD)
187.50 (masih dalam range 100-200, untuk steam-light organik)

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS	
BAGIAN SHELL (FLUIDA DINGIN)	BAGIAN TUBE (STEAM)
l ho = 300 Btu/jam ft2 F tw = tc +(hio x ((Tc-tc)/(ho+hio)) = 242 F Δt =(tw-tc) = 30.22 F nilai hv>300, maka digunakan 300	5. menghitung Nre pipa at = Nt a't/(n 144) = 0.008903935 ft2 μ = 0.018 Gt = M/(at) = 284,447 lb/hr f2 Nre = (Gt x di)/(μ x 2,42) = 354,859 6. JH tidak perlu dicari karena steam jenuh 7. hio = 1500 Btu/jam ft2 F

cari Uc

Uc = (ho x hio)/(ho + hio)
= 250 Btu/jam ft2 F

9. Mencari Rd (tahanan panas pipa)

Rd = (Uc-Ud)/(Uc x Ud)
= 0.001333473 jama ft2 F/Btu > 0.001 jama ft2 F/Btu
(memenuhi)

EVALUASI ΔP	
BAGIAN SHELL (FLUIDA DINGIN)	BAGIAN TUBE (STEAM)
ΔP bagian shell diabaikan	1. Menghitung Nre pipa Nre = 354,859 f = 0.0002 (kern, Fig.26) 2. Menghitung ΔP karena panjang pipa $\Delta P\ l = \frac{f Gt^2\ l\ n}{5{,}22\ 10^{10}\ IDt\ sg\ \phi t}$ = 0.201243773 psi 3. Menghitung ΔP karena tube passes $\Delta P\ n = \frac{4n\ v^2\ 62{,}5}{sg\ 2g'\ 144}$ $v^2/2g$ = 0.0070 (fig, 27, Kern) ΔPn = 0.02605 psia ΔPt = 0.201244 + 0.02605 = 0.227295 psia

Kesimpulan :

Kode	:	
Type	:	*Shell and Tubes, 1-2 exchanger*
Fungsi	:	Menguapkan kembali Bottom Produk distilasi
Jumlah	:	2 buah *Heat Exchanger* 1-2 disusun paralel
Kapasitas	:	55,143 kg/hari
Ukuran		
Shell	:	ID = 39.00 in
Tube	:	OD = 0.750 in ; ID = 0.634 in
		Pt = 1 in *(triangular)*
		Panjang = 16 ft, Jumlah tube, Nt = 1,176
		BWG = 17
Bahan konstruksi		
Shell	:	*Carbon steel*
Tube	:	*Carbon steel*

412 drum accumulator

si : Tempat menampung condensat over head product distilasi
: Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk dished head
· Pemilihan : Dapat menampung bahan korosif dalam jumlah besar dan aman
n : Hastelloy grade B

isi operasi

Suhu	=	83	°C			
Tekanan	=	1 atm	=	14.7 psi		
Density H_2O	=	929.1	kg/m^3			
s.g fluida	=	1.137915796				

ne tangki

ıtan	=	929.08	kg/m^3	=	58.00	lbm/ft^3
nassa	=	857,368.6	kg/hari			
olume	=	922.81	m^3/hari	=	32,589	ft^3/hari
				=	1,357.9	ft^3/jam
ı tinggal	=	5	menit			
uid	=	waktu tinggal x rate				
	=	113.16	ft^3			

si : 1. Volume ruang kosong tangki adalah 20%
2. perbandingan tinggi silinder dengan diameter silinder adalah 2 : 1
3. Tutup atas dan tutup bawah berbentuk dished head

V tangki	=	Vliquid	x	100%	/	80%
	=	113.16	x	100%	/	80%
	=	141.44	ft^3			

i	=	V tutup atas + V tutup bawah + V shell	
atas	=	0.0847	D^3
bawah	=	0.0847	D^3
	=	0.7854	$D^2 Ls$
ımsikan Ls	=	2 D	

.44 = 0,0847 + 0,0847 + (0,7854 x 2) D3
.44 = 1.7402 D^3
D = 4.332 ft = 5 ft
= 60 inch

:ari tinggi liquida dalam tangki :

ıme liquid = Vol. tutup bawah + vol. liquida dalam silinder
13.156 = 0.0847 D^3 + πR^2 $H_{liquida}$
13.156 = 10.588 + 19.625 $H_{liquida}$
$H_{liquida}$ = 5.23 ft
= 62.72 inch

ǵi silinder = 2 x D
= 2 x 5
= 10 ft
= 120 in

Menentukan Tekanan Desain Bejana

$P_{operasi}$ = 14.7 psi

P_{total} = $P_{hidrostatis}$ + $P_{operasi}$

= $\rho . g / gc . H_{larutan}$ + 14.7

= 2.11 psi + 14.7 psi

= 16.81 psi

= 105% x P_{total} (faktor keamanan 5%)

P_{design} = 2.95 psig

Menentukan Tebal Tangki

1. Tebal pada bagian silinder

Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari Carbon steel 167 grade 3 dengan spesifikasi

$f_{allowable}$ = 18750

Faktor korosi c = 0.125 (NREL)

Sambungan untuk pengelasan dipilih tipe double welded butt joint

Efisiensi las. (E) = 0.8 (Tabel 13.2, B & Y)

$$ts = \frac{P_{design} \times Di}{2 \times (f \times E - 0.6 \times P_{design})} + c \quad \text{(B\&Y,254)}$$

$$= \frac{2.945 \times 60.00}{2 \times (18750 \times 0.8 - 0.6 \times 2.95)} + 0.125$$

= 0.131 in

= 2.1 / 16

Diambil tebal standar = 4 / 16

= 0.250 in

Tebal shell standar = 1/4 in Tabel 5.7 B&Y hal 88

Check :

OD = ID + 2.ts

= 60 + (2 x 0.250)

= 60.50 in

OD standar = 66 in (B & Y, Tabel 5.7,hal 91)

= 5.5 ft

Sehingga koreksi terhadap ID menjadi

ID = OD - 2.ts

= 66 - (2 x 0.250)

= 65.50 in

= 5.46 ft

Tinggi bagian silinder tangki

Ls = 2 x ID

= 2 x 5.5 ft

= 11 ft

= 131 in

Mencari tinggi liquida dalam tangki :

Volume liquid = Vol. tutup bawah + vol. liquida dalam silinder

113.16 = 0.0847 D^3 + $\pi R^2 H_{liquid}$

113.16 = 13.77 + 23.39 H_{liquid}

$H_{liquida}$ = 4.25 ft

Tutup atas dan bawah berupa standard dished head

r_c = ID = 65.5 in

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times Pd \times r_c}{2 \times (f \times E - 0.1 \times P_d)} + 0.125 \text{ in}$$

$$= \frac{0.885 \times 2.95 \times 65.5}{2 \times ((18750 \times 0.8) - (0.10 \times 2.95))} + 0.1$$

$$= 0.129 \text{ in} = \frac{2.07}{16} \text{ in} = \frac{3}{16}$$

Diambil tebal tutup standard = 4/16 in (Tabel 5.6, B & Y, hal 88)

dari tabel yang sama didapat

sf = 2.00 in (bentuk range)

r = 66 in (Tabel 5.7, B & Y, hal 89)

icr = 4 in

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$= \frac{65.50}{2} - 4.000 \text{ in}$$

$$= 28.75 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 66 - 4.000$$

$$= 61.50 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$= 66 - (3782 - 826.6)^{0,5}$$

$$= 11.63 \text{ in}$$

Tinggi tutup atas = Tutup bawah (OA)

= t_{ha} + b + *sf*

= 0.25 + 11.63 + 2.00

= 13.88 in

Tinggi total tangki = tinggi silinder + 2 x tinggi tutup

= 131.00 + 2 x 13.88

= 158.77 in

= 13.23 ft

tungan diameter Nozzle

nassa solution masuk = 857,369 kg/hari

Volumetrik (Qf) = 922.81 ft^3/jam

= 0.256 ft^3/s

ba dengan menetapkan jenis aliran turbulent

mum = $3,9 \times Qf^{0,45} \times \rho^{0,13}$

= $3.9 \times (0.256 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (58.002 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$

= 3.583 in

Dipilih pipa 4 in Schedule 40 (tabel 11. Kern hal 844)

dimana :

OD	=	4.50 in		
	=	4.50 in	x	1/12 ft/in
	=	0.38 ft		
ID	=	4.03 in		
	=	4.03 in	x	1/12 ft/in
	=	0.34 ft		
Flow area	=	12.72 in^2		
	=	0.0884 ft^2		

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu}$$

dimana :

$$V = \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{luas area}}$$

$$= \frac{0.256 \quad \text{cuft/s}}{0.088 \quad ft^2}$$

$$= 2.901 \quad \text{ft/s.}$$

$$\mu = 0.01 \quad \text{cP}$$

$$0.0000 \quad \text{lb/ft.s}$$

sehingga

$$N_{Re} = \frac{58.002 \quad \text{lb/cuft} \times 0.336 \times 2.901 \quad \text{ft/s}}{0.00001 \quad \text{lb/ft.s}}$$

$$= 9{,}466{,}251 \quad \text{(alirannya turbulen)}$$

Jadi asumsi aliran turbulen benar

Dengan demikian diambil diameter nozzle inlet 4.0 in

31. F-417 Storage Ethanol

Fungsi	:	Tempat menampung produk ethanol
Tipe	:	Storage Tertutup
Dasar Pemilihan	:	Dapat menampung bahan dalam jumlah besar dan waktu yang lama
Bahan	:	Carbon Steel SA 167 Grade 3

Kondisi operasi

Suhu	=	35	°C
Tekanan	=	300	psig
Density H_2O	=	929.1	kg/m^3
s.g fluida	=	1.137915796	

Volume tangki

ρ larutan	=	779.00	kg/m^3	=	48.63	lbm/ft^3
rate massa	=	32191.11563	kg/hari			
rate volume	=	41.32	m^3/hari	=	1,459	ft^3/hari
				=	60.8	ft^3/jam
waktu tinggal	=	1	bulan			
V.liquid	=	waktu tinggal x rate				
	=	43779.92	ft^3			
	=	7796.9584	bbl			

asumsi : 1. perbandingan tinggi silinder dengan diameter silinder adalah 1:2,5

2. Tutup atas bebentuk conical dan bagian bawah datar

V tangki = 7796.9584 bbl

$$V = \frac{3{,}14 \times d^2 H}{4}$$

$$D = 2.5\ H$$

$$H = \frac{4\ V}{3{,}14\ d^2}$$

$$H = \frac{4 \times 7796.958}{3.14 \times 2{,}5\ H}$$

= 20.742 ft

D = 51.854 ft

›il standar plate 72 inch menurut API 12 C

H = 24 ft

D = 60 ft

V = 12909 bbl

jumlah course = 4

menghitung tebal dinding bagian silinder

t1 = $0{,}0001456\ (H-1)\ d_i + C$

= 0.325928 inch

= 5/16 inch

t2 = $0{,}0001456(\ (H-8)-1)\ d_i + C$

= 0.25604 inch

= 4/16 inch

t3 = $0{,}0001456(\ (H-16)-1)\ d_i + C$

0.186152 inch

3/16 inch

t4 = $0{,}0001456(\ (H-24)-1)\ d_i + C$

= 0.116264 inch

= 2/16 inch

Tebal bagian dasar storage yang digunakan adalah 5/16 inch, untuk storage berumur panjang

! **R-310 REAKTOR STARTER**

Fungsi	:	Tempat pembuatan starter
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk dished head
Dasar Pemilihan	:	Dapat menampung bahan korosif dalam jumlah besar dan aman
Bahan	:	Hastelloy Grade B

Kondisi operasi

Suhu = 35 °C

Tekanan = 4.69 psig

! Volume tangki

ρ larutan = 1039.91 kg/m^3 = 64.9 lbm/ft^3

rate massa = 56,218.81 kg/hari

V.liquid = 350.268 ft^3

Jumlah = 6

asumsi : 1. Volume ruang kosong tangki adalah 20%

2. perbandingan tinggi silinder dengan diameter silinder adalah 2 : 1

3. Tutup atas dan tutup bawah berbentuk dished head

maka V tangki = Vliquid x 100% / 80%

= 437.83 ft^3

V_{tangki} = V tutup atas + V tutup bawah + V shell

$V_{tutup\ atas}$ = 0.0847 D^3

$V_{tutup\ bawah}$ = 0.0847 D^3

V_{shell} = 0.7854 D^2 Ls

Diasumsikan Ls = 2 D

437.835 = 0.0847 + 0.0847 +(0.7854 x 2) D^3

437.835 = 1.7402 D^3

D = 6.3 ft = 7 ft

= 84 in

Mencari tinggi liquida dalam tangki :

Volume liquid = Vol. tutup bawah + vol. liquida dalam silinder

350.268 = 0.1 D^3 + $\pi R^2 H_{liquida}$

350.268 = 29.05 + 38.47 $H_{liquida}$

$H_{liquida}$ = 8.35 ft

Tinggi silinder = 2 x D

= 2 x 7

= 14.00 ft

= 168.00 in

Menentukan Tekanan Desain Bejana

$P_{operasi}$ = 14.7 psi

P_{total} = $P_{hidrostatis}$ + $P_{operasi}$

= ρ . g / gc . $H_{larutan}$ + 14.70

= 3.76 psi + 14.70 psi

= 18.46 psia

P_{design} = 105% x P_{total} (faktor keamanan 5%)

= 4.69 psig

Menentukan Tebal Tangki

1 Tebal pada bagian silinder

Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari Stainless Steel dengan spesifikasi

$f_{allowable}$ = 18750

Faktor korosi c = 0.125 (NREL)

Sambungan untuk pengelasan dipilih tipe double welded butt joint

Efisiensi las. (E) = 0.80 (Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14)

(Pers 2-21, Kusnarjo, hal 15)

$$ts = \frac{Pd \times Di}{2 \times (f \times E - 0.6 \times Pd)} + c$$

$$= \frac{4.69 \times 84.000}{2 \times [(18750 \times 0.8) - (0.6 \times 4.69)]} + 0.125$$

= 0.138 in

= 2.21 / 16

= 3 / 16

= 0.1875 in

Tebal shell standar = 5/16 in (Tabel 2.6, Kusnarjo)

Check :

OD = ID + 2.ts

= 84 + (2 x 0.31)

= 84.63 in

OD standar = 90 in (Tabel 2.6, Desain Bejana Beretekanan, hal 20)

= 7.50 ft

Sehingga koreksi terhadap ID menjadi

ID = OD - 2.ts

= 90 in - (2 x 0.31) in

= 89.38 in

= 7.45 ft

Tinggi bagian silinder tangki

Ls = 2 x ID

= 2 x 7.45 ft

= 14.90 ft

= (14.90 x 12 in/ft)

= 178.75 in

= 14.90 ft

Mencari tinggi liquida dalam tangki :

$V_{liquida}$ = Vol. tutup bawah + vol. liquida dalam silinder

$350.268 = 0.0847\ D^3 + \pi R^2 H_{liquida}$

$350.268 = 34.99 + 43.55\ H_{liquida}$

$H_{liquida}$ = 7.24 ft

Tutup atas dan bawah berupa standard dished head

r_c = ID = 89.38 in

(Persamaan 2-30, Kusnarjo, hal 19)

$$t_{ha} = \frac{0{,}885 \times P_d \times r_c}{2 \times (f \times E - 0{,}1 \times P_d)} + C$$

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times 4.69 \times 89.38}{2 \times (18750 \times 0.8) - (0.1 \times 4.69)} + 0.125$$

$$= 0.1 \text{ in} = \frac{2.20}{16} = \frac{3}{16}$$

Sehingga tebal tutup standard = 3/8 in (Tabel 2.6, Kusnarjo, hal 20)

dari tabel yang sama didapat

Straight flange, sf = 2 in (Tabel 2.8, Kusnarjo, hal 23)

Radius of dish, r = 90 in (Tabel 2.6, Kusnarjo, hal 20)

Inside Corner Radius (*icr*) = 5 1/2 in (Tabel 2.6, Kusnarjo, hal 20)

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$= \frac{89.38}{2} - 5.5 \text{ in}$$

$$= 39.19 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 90 - 5.5$$

$$= 84.50 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0.5}$$

$$= 90 \text{ in} - (7140 - 1535.66)^{0.5}$$

$$= 15.14 \text{ in}$$

Tinggi tutup atas = Tutup bawah (OA)

= t + b + sf

= 17.51 in

Tinggi total tangki = tinggi silinder + 2 x tinggi tutup

= 178.75 in + 2 x 17.51 in

= 213.77 in

= 17.81 ft

Perhitungan diameter Nozzle

Rate Volumetrik (Qf) = 350.27 ft^3/jam

= 0.10 ft^3/s

Dicoba dengan menetapkan jenis aliran turbulent

$$Di_{optimum} = 3{,}9 \times Qf^{0.45} \times \rho^{0.13}$$ (Pers 2-42, Desain Bejana Bertekana, hal 32)

$$= 3.9 \times (0.097 \text{ ft}^3/\text{s})^{0.45} \times (64.92 \text{ lb/ft}^3)^{0.13}$$

$$= 2.35 \text{ in}$$

Dipilih pipa 2,5 in Schedule 80 (App. A5-1, Geankoplis 3rd edition)

dimana :

OD = 2.880 in

= 2.880 in x 1/12 ft/in

= 0.240 ft

ID = 2.323 in

= 2.323 in x 1/12 ft/in

= 0.194 ft

Flow area = 0.029 ft^2

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu}$$

dimana :

$$V = \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{luas area}}$$

$$= \frac{0.10 \text{ cuft/s}}{0.029 \text{ ft}^2}$$

$= 3.31$ ft/s.

$\mu = 2.17$ cP

0.0015 lb/ft.s

sehingga

$$N_{Re} = \frac{64.92 \text{ lb/cuft} \times 0.194 \times 3.31 \text{ ft/s}}{0.00146 \text{ lb/ft.s}}$$

$= 28{,}568$ (alirannya turbulen)

Jadi asumsi aliran turbulen tepat

Dengan demikian diambil diameter nozzle inlet 2.5 in schedule 80

Perhitungan Pengaduk

Direncanakan dipakai six-blade 45° open turbine

Diameter impeler = 0.3 diameter shell (Tabel 3.4-1, Geankoplis 3rd edition)

= 0.3 x 7.45

= 2.23 ft

Putaran blade (N) = 70 rpm

= 1.17 rps

Lebar blade (W) = 1/5 x diameter impeler (Tabel 3.4-1, Geankoplis 3rd edition)

= 1/5 x 2.23

= 0.45 ft

Panjang blade (L) = 1/4 x diameter impeler (Tabel 3 4-1, Geankoplis 3rd edition)

= 1/4 x 2.23

= 0.56 ft

μ campuran = 0.0015 lb/ft.s

ρ_{camp} = 64.92 lb/cuft

N'_{re} (impeller)

$$N'_{re} = \frac{Da^2 N.\rho}{\mu}$$

$$= \frac{2.23^2 \times 1.17 \times 64.92}{0.00146}$$

$= 259{,}881.9$

Penentuan jumlah pengaduk :

Jumlah pengaduk = $\frac{\text{Tinggi liquid x sg}}{\text{Diameter tangki}}$ (Joshi hal 389)

= $\frac{7.24 \times 1.06}{7.45}$

= 2 buah

Power Pengaduk (Pers 3.4-2, Geankoplis 3rd edition)

$$P = \frac{Np}{gc} \times \rho \times N^3 \times D^5$$

keterangan :

P = Power (lb.ft/s)

Np = Faktor mixer (turbin)

= 1.3 (Gambar 3.4-4, Geankoplis 3rd edition)

g = Konstanta gravitasi (lb/ft2)

ρ = Densitas (lb/cuft)

N = Kecepatan putaran impeler (rps)

Da = Diameter impeler (ft)

Jadi,

$$P = \frac{1.3 \times 64.92 \times 1.17^3 \times 2.23^5}{32.174}$$

= 223.06 lb.ft/s

= 0.406 hp

Untuk 2 pengaduk

P = 0.81 hp

Perhitungan losses pengaduk

Minimum losses = 0.5 hp

Gland losses (Kebocoran tenaga akibat poros dan bearing) = 10% (Joshi hal 399)

Gland losses 10% = 10% x 0.406

= 0.0406 hp

Power input dengan Gland losses

= 0.81 + 0.0406

= 0.85 hp

Transmision sistem losses

= 20% (Joshi hal 399)

= 20% x 0.85

= 0.170

Power input dengan transmision sistem losses

Total Power = 0.85 + 0.17

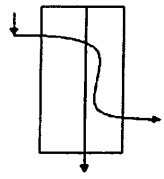
= 1.02 hp

Perencanaan coil pendingin

umpan t_1 = 35 °C
= 95 °F

Air pendingin

T_1 = 30 °C
= 86 °F



T_2 = 34 °C
= 93 °F

t_2 = 35 °C
= 95 °F

Massa air pendingin = 137,089.5 kg/hari
= 5,712.1 kg/jam

a. Neraca Panas

Neraca panas = 2,207,213 kJ/hari
= 91,967 kJ/jam
= 87,168 btu/jam

b. LMTD

	H fluid (°F)	C fluid (°F)	Δt (°F)	H : Hot
Higher temp	95	93	2	C : Cold
Lower temp	95	86	9	

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{(t_{hi} - t_{co}) - (t_{ho} - t_{ci})}{\ln[(t_{hi} - t_{co})/(t_{ho} - t_{ci})]}$$

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{9 - 2}{\ln(9 / 2)}$$

$$\Delta t_{LMTD} = 4.47361153$$

c. Perhitungan temperatur kalorik

$$T_c = \frac{95 + 95}{2} = 95 \text{ °F}$$

$$t_c = \frac{30 + 34}{2} = 32 \text{ °F}$$

d. Trial ukuran pipa coil

Ditetapkan ukuran pipa coil = 3 in Sch 80

ID = 2.9 in (Tabel 10 Appendix, Kern) OD = 3.5 in
= 0.2417 ft 0.2917
a" = 0.9170 ft^2 / lin ft (Tabel 10 Appendix, Kern) Dj = 0.265884
a' = 0.0459 ft2 / lin ft

e. Menghitung harga h_{io} dan h_i

Bagian vessel : N_{Re} = 6,712
Jh = 220 (Gambar 27, Kusnarjo, hal 121)
h_o = $J \times (k/D_j) \times (Cp \times m/k)^{1/3} \times (m/m_w)^{0.14}$
Pada T_c = 95 °F

cp = 0.7 btu/lb °F

μw = 0.3 cp = 0.73 lb/hr.ft

k = 0.8 Btu/hr ft^2 (°F/ft)

μ = 0.5 cp = 1.20955 lb/hr.ft

ho = j*(k/Do)*(cm/k)^{0,333}*(m/m$_w$)^{0,14}

= 674.577 btu/ft^2.hr.°F

Bagian coil :

Gt = 274337 lb/ft2.jam

Nre = 22,650

Jh = 75 (kern, tabel 24 hal 834)

hi = 230 btu/ft2.hr.oF

hio = 191 btu/ft2.hr.oF

$$Uc = \frac{ho \times hoi}{ho + hoi}$$

$$Uc = \frac{128,538.2}{865.12}$$

Uc = 148.578 btu/ft^2.j.°F

Rd ditetapkan = 0.001

$$Ud = \frac{Uc}{(1+Rd \times Uc)} = 129.3580673 \text{ btu/ft}^2\text{.j.°F}$$

Dengan adanya U_D maka harga A dan tinggi coil dapat ditentukan

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t_{LMTD}} = 150.63 \text{ ft}^2$$

L = A/a" = 164.3 ft

Diambil dc = 4.5 ft

$$nc = \frac{L}{p \times dc} = \frac{164.26}{3.14 \times 4.5}$$

= 11.63 lilitan = 12.00 lilitan

Asumsi : jarak antar lilitan, Sc = 1 in

Lc = (nc - 1) x((OD + Sc) +OD)

= 7.33333333 ft

33. R-320 REAKTOR FERMENTOR

Fungsi : Tempat pembuatan starter
Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk dished head
Dasar Pemilihan : Dapat menampung bahan korosif dalam jumlah besar dan aman
Bahan : Hastelloy Grade B
Kondisi operasi

Suhu = 30 °C
Tekanan = 9.72 psig

1 Volume tangki

ρ larutan = 1039.91 kg/m^3 = 64.9 lbm/ft^3

volume liquid = 3,152.4 ft3
=

jumlah fermentor = 8
asumsi : 1. Volume ruang kosong tangki adalah 20%
2. perbandingan tinggi silinder dengan diameter silinder adalah 2 : 1
3. Tutup atas dan tutup bawah berbentuk dished head

maka V tangki = Vliquid x 100% / 80%
= 3940.51 ft^3

V_{tangki} = V tutup atas + V tutup bawah + V shell
$V_{tutup\ atas}$ = 0.0847 D^3
$V_{tutup\ bawah}$ = 0.0847 D^3
V_{shell} = 0.7854 D^2 Ls
Diasumsikan Ls = 2 D

3940.511 = 0.0847 + 0.0847 +(0.7854 x 2) D^3
3940.511 = 1.7402 D^3
D = 13.1 ft = 14 ft
= 168 in

<u>Mencari tinggi liquida dalam tangki :</u>

Volume liquid = Vol. tutup bawah + vol. liquida dalam silinder
3152.409 = 0.1 D^3 + π R^2 $H_{liquida}$
3152.409 = 232.42 + 153.86 $H_{liquida}$
$H_{liquida}$ = 18.98 ft

Tinggi silinder = 2 x D
= 2 x 14
= 28.00 ft
= 336.00 in

<u>Menentukan Tekanan Desain Bejana</u>

$P_{operasi}$ = 14.7 psi
P_{total} = $P_{hidrostatis}$ + $P_{operasi}$
= ρ . g / gc . $H_{larutan}$ + 14.70
= 8.56 psi + 14.70 psi
= 23.26 psia
P_{design} = 105% x P_{total} (faktor keamanan 5%)
= 9.72 psig

Menentukan Tebal Tangki

1 Tebal pada bagian silinder

Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari Stainless Steel dengan spesifikasi

$f_{allowable}$ = 18750

Faktor korosi c = 0.125 (NREL)

Sambungan untuk pengelasan dipilih tipe double welded butt joint

Efisiensi las. (E) = 0.80 (Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14)

(Pers 2-21, Kusnarjo, hal 15)

$$ts = \frac{Pd \times Di}{2 \times (f \times E - 0.6 \times Pd)} + c$$

$$= \frac{9.72 \times 168.000}{2 \times [(18750 \times 0.8) - (0.6 \times 9.72)]} + 0.125$$

= 0.179 in

= 2.9 / 16

Tebal shell standar = 8 / 16

= 0.5 in

= 1/2 in (Tabel 2.6, Kusnarjo)

Check :

OD = ID + 2.ts

= 168 + (2 x 0.50)

= 169.00 in

OD standar = 180 in (Tabel 2.6, Desain Bejana Beretekanan, hal 20)

= 15.00 ft

Sehingga koreksi terhadap ID menjadi

ID = OD - 2.ts

= 180 in - (2 x 0.50) in

= 179.00 in

= 14.92 ft

Tinggi bagian silinder tangki

Ls = 2 x ID

= 2 x 14.92 ft

= 29.83 ft

= (29.83 x 12 in/ft)

= 358.00 in

= 29.83 ft

Mencari tinggi liquida dalam tangki :

$V_{liquida}$ = Vol. tutup bawah + vol. liquida dalam silinder

$3152.41 = 0.0847\ D^3 + \pi R^2 H_{liquida}$

$3152.41 = 281.12 + 174.67\ H_{liquida}$

$H_{liquida}$ = 16.44 ft

Tutup atas dan bawah berupa standard dished head

r_c = ID = 179.00 in

(Persamaan 2-30, Kusnarjo, hal 19)

$$t_{ha} = \frac{0{,}885 \times P_d \times r_c}{2 \times (f \times E - 0{,}1 \times P_d)} + C$$

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times 9.72 \times 179.00}{2 \times (18750 \times 0.8) - (0.1 \times 9.72)} + 0.125$$

$$= 0.2 \text{ in} = \frac{2.82}{16} = \frac{3}{16}$$

Sehingga tebal tutup standard = 5/8 in (Tabel 2.6, Kusnarjo, hal 20)

dari tabel yang sama didapat

Straight flange, sf = 3 in (Tabel 2.8, Kusnarjo, hal 23)

Radius of dish, r = 170 in (Tabel 2.6, Kusnarjo, hal 20)

Inside Corner Radius (*icr*) = 11 in (Tabel 2.6, Kusnarjo, hal 20)

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$= \frac{179.00}{2} - 11.0 \text{ in}$$

$$= 78.50 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 170 - 11.0$$

$$= 159.00 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0.5}$$

$$= 170 \text{ in} - (25281 - 6162.25)^{0.5}$$

$$= 31.73 \text{ in}$$

Tinggi tutup atas = Tutup bawah (OA)

= t + b + sf

= 35.35 in

Tinggi total tangki = tinggi silinder + 2 x tinggi tutup

= 358.00 in + 2 x 35.35 in

= 428.71 in

= 35.73 ft

Perhitungan diameter Nozzle

Rate Volumetrik (Qf) = 3,152.41 ft^3/jam

= 0.88 ft^3/s

Dicoba dengan menetapkan jenis aliran turbulent

$Di_{optimum} = 3{,}9 \times Qf^{0,45} \times \rho^{0,13}$ (Pers 2-42, Desain Bejana Bertekana, hal 32)

$= 3.9 \times (0.876 \text{ ft}^3/\text{s})^{0.45} \times (64.92 \text{ lb/ft}^3)^{0.13}$

= 6.3 in

Dipilih pipa 6 in Schedule 80 (App. A5-1, Geankoplis 3rd edition)

dimana :

OD = 6.625 in

= 6.625 in x 1/12 ft/in

= 0.552 ft

ID = 5.761 in

= 5.761 in x 1/12 ft/in

= 0.480 ft

Flow area = 0.181 ft^2

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu}$$

dimana :

$$V = \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{luas area}}$$

$$= \frac{0.88 \text{ cuft/s}}{0.181 \text{ ft}^2}$$

$= 4.84$ ft/s.

$\mu = 2.08$ cP

0.0014 lb/ft.s

sehingga

$$N_{Re} = \frac{64.92 \text{ lb/cuft} \times 0.480 \times 4.84 \text{ ft/s}}{0.00140 \text{ lb/ft.s}}$$

$= 108{,}114$ (alirannya turbulen)

Jadi asumsi aliran turbulen tepat

Dengan demikian diambil diameter nozzle inlet 6.3 in schedule 80

Perhitungan Pengaduk

Direncanakan dipakai six-blade 45° open turbine

Diameter impeler = 0.3 diameter shell (Tabel 3.4-1, Geankoplis 3rd edition)

= 0.3 x 14.92

= 4.48 ft

Putaran blade (N) = 60 rpm

= 1.00 rps

Lebar blade (W) = 1/5 x diameter impeler (Tabel 3.4-1, Geankoplis 3rd edition)

= 1/5 x 4.48

= 0.90 ft

Panjang blade (L) = 1/4 x diameter impeler (Tabel 3.4-1, Geankoplis 3rd edition)

= 1/4 x 4.48

= 1.12 ft

μ campuran = 0.0014 lb/ft.s

ρ_{camp} = 64.92 lb/cuft

N'_{re} (impeller)

$$N'_{re} = \frac{Da^2 N.\rho}{\mu}$$

$$= \frac{4.48^2 \times 1.00 \times 64.92}{0.00140}$$

$= 931{,}777.9$

Penentuan jumlah pengaduk :

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{\text{Tinggi liquid x sg}}{\text{Diameter tangki}}$$ (Joshi hal 389)

$$= \frac{16.44 \times 0.80}{14.92}$$

= 1 buah

Power Pengaduk (Pers 3.4-2, Geankoplis 3rd edition)

$$P = \frac{Np}{gc} \times \rho \times N^3 \times D^5$$

keterangan :

P = Power (lb.ft/s)

Np = Faktor mixer (turbin)

= 1.3 (Gambar 3.4-4, Geankoplis 3rd edition)

g = Konstanta gravitasi (lb/ft2)

ρ = Densitas (lb/cuft)

N = Kecepatan putaran impeler (rps)

Da = Diameter impeler (ft)

Jadi,

$$P = \frac{1.3 \times 64.92 \times 1.00^3 \times 4.48^5}{32.174}$$

= 4526.48 lb.ft/s

= 8.230 hp

Untuk 1 pengaduk

P = 8.23 hp

Perhitungan losses pengaduk

Minimum losses = 0.5 hp

Gland losses (Kebocoran tenaga akibat poros dan bearing) = 10% (Joshi hal 399)

Gland losses 10% = 10% x 8.230

= 0.8230 hp

Power input dengan Gland losses

= 8.23 + 0.8230

= 9.05 hp

Transmision sistem losses

= 20% (Joshi hal 399)

= 20% x 9.05

= 1.811

Power input dengan transmision sistem losses

Total Power = 9.05 + 1.81

= 10.86 hp

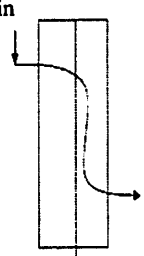
= 19.92 hp

Perencanaan coil pendingin

umpan t_1 = 35 °C
= 95 °F

Air pendingin

T_1 = 30 °C
= 86 °F



T_2 = 34 °C
= 93 °F

t_2 = 35 °C
= 95 °F

Massa air pendingin = 784,270.8 kg/hari
= 32,677.9 kg/jam

a. Neraca Panas

Neraca panas = 12,627,170 kJ/hari
= 526,132 kJ/jam
= 498,677 btu/jam

b. LMTD

	H fluid (°F)	C fluid (°F)	Δt (°F)	H : Hot
Higher temp	95	93	2	C : Cold
Lower temp	95	86	9	

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{(t_{hi} - t_{co}) - (t_{ho} - t_{ci})}{\ln[(t_{hi} - t_{co})/(t_{ho} - t_{ci})]}$$

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{9 - 2}{\ln(9 / 2)}$$

$$\Delta t_{LMTD} = 4.47361153$$

c. Perhitungan temperatur kalorik

$$T_c = \frac{95 + 95}{2} = 95 \text{ °F}$$

$$t_c = \frac{30 + 34}{2} = 32 \text{ °F}$$

d. Trial ukuran pipa coil

Ditetapkan ukuran pipa coil = 1.5 in Sch 80

ID = 1.5 in (Tabel 10 Appendix, Kern) OD = 1.9 in
= 0.1250 ft 0.1583

a" = 0.4980 ft^2 / lin ft (Tabel 10 Appendix, Kern)

a' = 0.0122 ft2 / lin ft

e. Menghitung harga h_{io} dan h_i

Bagian vessel : N_{Re} = 90,196

Jh = 1000 (Gambar 27, Kusnarjo, hal 121)

h_o = $J \times (k/D_J) \times (Cp \times m/k)^{1/3} \times (m/m_w)^{0.14}$

Pada T_c = 95 °F

cp = 0.7 btu/lb °F

μw = 0.30 cp = 0.73 lb/hr.ft

k = 0.8 Btu/hr ft^2 (°F/ft)

μ = 0.5000 cp = 1.20955 lb/hr.ft

ho = $j*(k/Do)*(cm/k)^{0,333}*(m/m_w)^{0,14}$

= 5149.064 btu/ft^2.hr.°F

Bagian coil :

Gt = 5894330 lb/ft2.jam

Nre = 251,713

Jh = 510 (kern, gambar 24 hal 834)

hi = 2821 btu/ft2.hr.oF

hio = 2227 btu/ft2.hr.oF

$$Uc = \frac{ho \times hoi}{ho + hoi}$$

$$Uc = \frac{11,466,296.7}{7375.93}$$

Uc = 1554.555 btu/ft^2.j.°F

Rd ditetapkan = 0.001

$$Ud = \frac{Uc}{(1+Rd \times Uc)} = 608.5424253 \text{ btu/ft}^2\text{.j.°F}$$

Dengan adanya U_D maka harga A dan tinggi coil dapat ditentukan

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t_{LMTD}} = 183.18 \text{ ft}^2$$

L = A/a" = 367.8 ft

Diambil dc = 4.5 ft

$$nc = \frac{L}{p \times dc} = \frac{367.82}{3.14 \times 4.5}$$

= 26.03 lilitan = 27.00 lilitan

Asumsi : jarak antar lilitan, Sc = 2 in

Lc = (nc - 1) x((OD + Sc) +OD)

= 12.567 ft

Membran Purifikasi ethanol I

gsi : alat untuk purifikasi ethanol menjadi 99,7% wt/wt
: : Pervaporation membran, Plate and Frame
ar Pemiliahan : Hemat energy dan kemampuan pemurnian yang tinggi
an : Polivinylalcohol (PVA)
.disi Operasi
= 80 C
= 1 atm

: massa masuk = 59948.25 kg/hari
2497.84 kg/jam

:a kondisi operasi, dengan tekanan vacumm permeate 76 mmHg
ıghitung luas membran

:al Flux N = 0.9 kg/m2 jam

.meate Flux = 16370.13 kg / day
682.0888017 kg / jam

ıs membran = Permeate Flux/Total Flux
= 757.9 m2 = 8157.71 ft2

gunakan jenis membran Tubular modul (shell & tube)

gunakan pipa 3/4 inc BWG 16
njang tube L = 16 ft 4.84

ri Kern tabel 10
t = 0.1963 ft2
= 0.302 in2 = 0.002097222 ft2

t = A/L a"t (digunakan 3 membran secara paralel)
= 865.78
i standarkan dengan Kern tabel 9
t = 970
) shell = 35 in
= Nt x L x a"t
= 3046.6 ft2

pesifikasi
esimpulan :
ode :
ype : *Tubular (Shell and Tubes)*
ıngsi : memurinkan ethanol menjadi 80% wt
ımlah : 3 buah *membran*
apasitas : 59,948 kg/hari
kuran
ıell : ID = 35 in
ube : OD = 0.750 in ; ID = 0.620 in

Pt =	1	in	*(triangular)*		
Panjang =		16	ft,	Jumlah tube, Nt :	970
BWG	=	16			

Bahan konstruksi

Shell	:	*Stainlessteel, SA 167 Grade 3 type 304*
Tube	:	*Keramik*
Membran	:	Polyvinylalcohol

35. Membran Purifikasi ethanol II

Fungsi : alat untuk purifikasi ethanol menjadi 99,7% wt/wt
Tipe : Pervaporation membran, Plate and Frame
Dasar Pemiliahan : Hemat energy dan kemampuan pemurnian yang tinggi
Bahan : Polivinylalcohol (PVA)
Kondisi Operasi
T = 80 C
P = 1 atm

Rate massa masuk = 43578.12 kg/hari
1815.76 kg/jam

Pada kondisi operasi, dengan tekanan vacumm permeate 76 mmHg
menghitung luas membran

Total Flux N = 0.5 kg/m2jam

Permeate Flux = 11387.01 kg / day
474.4586072 kg / jam

luas membran = Permeate Flux/Total Flux
= 948.9172144 m2 10214.1 ft2
Digunakan jenis membran Tubular modul (shell & tube)

Digunakan pipa 3/4 inc BWG 16
Panjang tube L = 16 ft

dari Kern tabel 10
a"t = 0.1963 ft2
at = 0.302 in2 = 0.002097222 ft2

Nt = A/L a"t (digunakan 3 membran secara paralel)
= 1084
Di standarkan dengan Kern tabel 9
Nt = 1206
ID shell = 39 in
A = Nt x L x a"t
= 3787.8 ft2

ikasi

ɔulan :

	:	
	:	*Tubular (Shell and Tubes)*
	:	memurinkan ethanol menjadi 80% wt
	:	3 buah *membran*
tas	:	43,578 kg/hari
ı		
	:	ID = 39 in
	:	OD = 0.750 in ; ID = 0.620 in
		Pt = 1 in *(triangular)*
		Panjang = 16 ft, Jumlah tube, Nt : 1,206
		BWG = 16
konstruksi		
	:	*Stainlessteel, SA 167 Grade 3 type 304*
	:	*Keramik*
ɔran	:	Polyvinylalcohol

APPENDIX D

PERHITUNGAN UTILITAS

Utilitas pada suatu pabrik adalah suatu bagian atau unit yang sangat penting untuk menunjang suatu proses produksi, sehingga kapasitas produksi semaksimal mungkin dapat dicapai. Adapun unit utilitas di dalam Pra Rencana Pabrik Bioetanol ini meliputi :

1. Unit penyediaan air
   a. Air umpan *boiler*
   b. Air pendingin
   c. Air sanitasi
2. Unit penyediaan *steam*
3. Unit penyediaan tenaga listrik
4. Unit penyediaan bahan bakar

1. Unit Penyediaan air

Unit penyediaan air berfungsi sebagai unit yang bertugas memenuhi kebutuhan air yang ditinjau dari segi kuantitas maupun kualitasnya. Segi kuantitas air merupakan jumlah kebutuhan air yang harus dipenuhi, sedangkan segi kualitas air merupakan syarat air yang harus dipenuhi untuk kemudian dimanfaatkan. Dalam Pra Rencana Pabrik bioetanol ini ada beberapa kebutuhan air, adapun keperluan tersebut antara lain dipergunakan untuk :

a. Air umpan *boiler* dan penyediaan *steam*

Air umpan *boiler* merupakan bahan baku pembuatan *steam* yang berfungsi sebagai pemanas pada *heater* dan *reboiler*. Kebutuhan *steam* dipenuhi dengan jalan menguapkan air dalam sebuah ketel (*boiler*), sehingga kesadahan air umpan ketel (boiler feed water) harus benar-benar diperhatikan dan diperiksa dengan teliti serta harus bebas dari kotoran yang mungkin akan menggangu proses produksi *steam* serta akan menganggu pula jalannya operasi pabrik.

Air yang ada akan selalu mengandung mineral-mineral serta zat-zat yang dapat dikatakan pengganggu bagi proses produksi *steam*. Adanya zat-zat yang terkandung dalam air umpan *boiler* (bahan baku pembuatan *steam*) tersebut dapat menyebabkan kerusakan pada *boiler*, adapun jenis-jenis zat yang harus selalu dikontrol antara lain :

- Kadar zat terlarut (*soluble metter*) yang tertinggi
- Zat padat terlarut (*suspended solid*)

- Garam-garam kalsium dan magnesium (penyebab kesadahan)
- zat organik (*organic matter*)
- silica, sulfat, asam bebas dan oksida

Kuantitas *steam* yang digunakan dalam proses didapatkan dari perhitungan menurut pemakaian setiap harinya dari masing-masing alat dalam proses produksi. Air umpan *boiler* disediakan dengan berlebih 20% sebagai penganti sejumlah steam yang hilang. yang diperkirakan adanya kebocoran akibat transmisi sebesar 10% dan faktor keamanan 10%, sehingga jumlah kebutuhan steam dan air untuk masing-masing alat adalah sebagai berikut :

Tabel D.1. Data Kebutuhan *Steam*

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah *Steam* (Kg/Jam)
1	R-210	Reaktor Hidrolisa	1810.87
2	R-110	Reaktor Pretreatment	962.03
3	F-322	Tangki Inaktivasi	1014.38
4	E-415	Preheater	1894.18
5	E-418	Preheater	134.80
6	E-414	Reboiler (destilasi)	24059.22
Total			**59750.95**

Direncanakan banyaknya *steam* yang di*supply* adalah 20% *excess*, sehingga :

Kebutuhan *steam* = (100% + 20%) × Jumlah *steam*

= 120% × 59,751

= 71,701 Kg/Jam

Make up untuk kebutuhan *steam* direncanakan 10% *excess*, sehingga :

Make up steam = (100% + 10%) × Kebutuhan *steam*

= 110% × 71,701

= 78,871 Kg/Jam = 21.9087 Kg/s

Boiler

Karena suhu *steam* > 210 °C, maka tipe *boiler* yang digunakan adalah *fire tube*

boiler (Gael D. Ulrich. Tabel. 4.8. hal. 109)

Direncanakan *steam* yang digunakan adalah *satureted steam* dengan kondisi :

Suhu	=	250	°C	=	482	°F
Tekanan	=	1	atm	=	14.696	psia
Rate steam	=	78,871	Kg/Jam	=	173,881.3	BTU/Jam

$$HP = \frac{m_s \times (h_g - h_f)}{h_{fg} \times 34,5}$$

Dimana :

m_s : *Rate steam* yang dibutuhkan (lbm/Jam)

h_g : Entalpi *steam* pada 250 °C (Btu/lbm)

h_f : Entalpi air masuk pada 27 °C (Btu/lbm)

h_{fg} : Entalpi uap air pada 27 °C (Btu/lbm)

34.5 : Konstanta penyesuaian penguapan pada 34,5 Hp/lb air tiap jam pada 250 °C menjadi uap kering.

Berdasarkan J. M. Smith & Van Ness diperoleh data sebagai berikut (kern tabel 7:816)

h_g	=	2,977.7	KJ/Kg	=	1,280.1806	Btu/lbm
h_f	=	113.1	KJ/Kg	=	48.6242	Btu/lbm
h_{fg}	=	2,550.9	KJ/Kg	=	1,096.6896	Btu/lbm

Maka :

$$HP = \frac{173881.3398 \times (1280.1806 - 48.6242)}{1096.6896 \times 34,5}$$

$$= 5,660 \text{ HP}$$

Kapasitas *boiler*

$$Q = \frac{m_s \times (h_g - h_f)}{1000}$$

$$= \frac{173881.3398 \times (1280.1806 - 48.6242)}{1000}$$

$$= 214,144.7 \text{ Btu/Jam}$$

Faktor evaporasi

$$f = \frac{h_g - h_f}{h_{fg}}$$

$$= \frac{1280.1806 - 48.6242}{}$$

$$= \frac{}{1{,}096.6896}$$

$= 1.1230$

Jumlah air yang dibutuhkan = f × *rate steam*

= 1.123 × 78871

= 88,571 Kg/Jam

= 195,264.6 lb/Jam

Direncanakan bahan bakar yang digunakan adalah :

Fuel oil 33 °API

LHV = 136,700 Btu/gal (Perry's Handbooks 7th ed, fig. 27-3. hal. 27.10)

efficiency = 80% (*efficiency max* untuk fire *tube boiller*)

Maka kebutuhan bahan bakar untuk *boiler* adalah

$$\text{Kebutuhan bahan bakar} = \frac{m_s \times (h_g - h_f)}{\text{LHV} \times \textit{efficiency}}$$

$$= \frac{173881.3398 \times (1280.1806 - 48.6242)}{136700 \times 80\%}$$

= 1,958.1626 gal/Jam

Direncanakan :

Heating value surface = 10 ft^2/HP

Panjang pipa (L) = 16 ft

Ukuran pipa = 10 in *Schedulle* = 40

Surface area (a_t) = 2.814 ft^2/ft

Heating surface boiler (A) = *Heating value surface* × HP *boiler*

= 10 × 5,660

= 56,600 ft^2

Jumlah *tube* yang dibutuhkan

$$N_t = \frac{A}{a_t \times L}$$

$$= \frac{56{,}600}{2.814 \times 16}$$

= 1257.1073 ≈ 1258 buah

Spesifikasi *boiler* :

Nama alat : *Boiler*

Fungsi : Menghasilkan *steam* untuk proses produksi

Type : *Fire tube boiler*

Rate steam : 78,871 Kg/Jam

Bahan bakar : *Fuel Oil* 33 °API

Efisiensi : 80%

Jumlah *tube* : 1258 Buah

Ukuran *tube* : 10 in, Sch 40

Panjang *tube* : 16 ft

Jumlah *boiler* : 1 Buah

b. Air Pendingin

Air pendingin digunakan sebagai media pendingin pada alat yang berfungsi untuk menurunkan panas pada saat proses berjalan. Adapun kebutuhan air pendingin pada alat proses produksi adalah sebagai berikut :

Tabel D.2. Data Kebutuhan Air Pendingin untuk Proses

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah air (Kg/Jam
1	E-115	Cooler	185,569.51
2	E-215	Cooler	137,345.93
3	R-310	Reaktor Starter	5,712.06
4	R-320	Reaktor Fermentor	32,677.95
5	F-412	Kondensor	830,284.06
Total			**1,191,590**

Mengingat kebutuhan air pendigin yang cukup besar dan untuk menghemat pemakaian air pendingin, maka air dingin yang telah digunakan akan didinginkan kembali (disirkulasi) dalam *cooling tower*. Sehingga tidak perlu penggantian air pendingin secara terus menerus kecuali apabila ada kebocoran atau kehilangan maka perlu diasediakan penambahan air sebanyak 20% dari kebutuhan air pendingin.

Direncanakan banyaknya air pendingin yang di *supply* adalah 20% *excess*, sehingga :

Kebutuhan air = (100% + 20%) × Jumlah air

= 120% × 1,191,590

= 1,429,907 Kg/Jam

Make up untuk kebutuhan air direncanakan 10% *excess*, sehingga :

Make up air = (100% + 10%) × Kebutuhan air

$= 110\% \times 1{,}429{,}907$

$= 1{,}572{,}898$ Kg/Jam

c. Air sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, perkantoran, taman dan kebutuhan yang lain. Adapun kebutuhan air sanitasi secara terperinci adalah sebagai berikut :

1. Air Untuk Kebutuhan Karyawan

Menurut *standar* WHO, kebutuhan air per orang adalah 120 L/hari-orang

Densitas air (27 °C) = 0.99652 Kg/L

Kebutuhan air karyawan = 120 × 0.99652 = 119.582 Kg/hari-orang

Jumlah karyawan = 163 orang

Jam kerja karyawan = 8 Jam/hari

Pemakaian air $= 119.5824 \times \frac{163}{8}$

$= 2{,}436$ Kg/Jam

2. Air Untuk Kebutuhan Laboratorium dan Taman

Direncanakan kebutuhan air untuk laboratorium dan taman adalah sebesar 50% dari kebutuhan karyawan, sehingga kebutuhan air untuk laboratorium dan taman adalah :

Kebutuhan air $= 50\% \times 2{,}436$

$= 1{,}218$ Kg/Jam

3. Air Untuk Kebutuhan Pemadam Kebakaran dan Air Cadangan

Direncanakan kebutuhan air untuk pemadam kebakaran dan air cadangan adalah sebesar 40% berlebih dari kebutuhan air karyawan, laboratorium dan taman, sehingga kebutuhan air untuk pemadam kebakaran dan cadangan adalah :

Kebutuhan air $= 40\% \times (2{,}436 + 1{,}218)$

$= 1{,}462$ Kg/Jam

Kebutuhan air untuk sanitasi pada Pra Rencana Pabrik bioetanol dapat dilihat pada tabel berikut ini :

Tabel. D.3. Data kebutuhan air sanitasi

No	Keperluan	Kebutuhan (Kg/Jam)
1	Karyawan	2,436
2	Laboratorium dan taman	1,218
3	Pemadam kebakaran	1,462

Total	**5,117**

Maka jumlah air yang harus di supply dalam Pra Rencana Pabrik bioetanol dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

Tabel. D.3. Data kebutuhan air total

No	Keperluan	Kebutuhan (Kg/Jam)
1	Air umpan *boiler*	88,571
2	Air pendingin	1,572,898
3	Air sanitasi	5,117
	Total	**1,666,585**

Mengingat kebutuhan air yang besar, maka untuk memenuhi kebutuhan air dalam Pra Rencana Pabrik bioetanol ini, air yang digunakan adalah air sungai yang ada disekitar pabrik. Sebelum digunakan, air sungai tersebut terlebih dahulu harus diproses dengan tujuan agar air sesuai dengan peruntukan yang diharapkan baik sebagai air umpan boiler, air pendingin maupun air sanitasi. Adapun alat-alat yang dilakukan dalam pengolahan air sungai tersebut adalah sebagai berikut :

Peralatan yang digunakan dalam pengolahan air adalah sebagai berikut :

1. **Pompa Air Sungai (L-212)**

Fungsi : Memompa air sungai ke bak penampung air sungai (bak sedimentasi)

Type : *Centrifugal*

Bahan : *Cast Iron*

- Perhitungan :

Tekanan (P)	=	1	atm	=	14.696	psia
Temperatur (T)	=	27	°C	=	300.15	K
Laju alir *feed*	=	1,666,585	Kg/Jam	=	3,674,191.6905	lb/Jam
Densitas	=	996.52	Kg/m^3	=	62.2107	lb/ft^3
Viskositas	=	8.549E-04	Pa.s	=	2.0680	lb/ft.Jam

Laju alir volumetrik

$$Q = \frac{\text{Laju alir } feed}{\text{densitas}}$$

$$= \frac{3,674,191.6905}{62.2107}$$

$= 59{,}060.4229\ ft^3/Jam = 16.4057\ ft^3/s = 6{,}138.6969\ gpm$

Trial jumlah pompa = 4 buah

$$Q = \frac{59{,}060.4229}{4}$$

$= 14{,}765.1057\ ft^3/Jam = 4.1014\ ft^3/s = 1{,}534.6742\ gpm$

Asumsi aliran fluida adalah turbulen $N_{RE} > 4000$, maka dari Klaus D. Timmerhau hal. 496 diperoleh nilai:

$$ID_{opt} = 3{,}9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

$$= 3.9 \times 4.1014^{0.45} \times 62.2107^{0.13}$$

$$= 6.1691\ in$$

Maka berdasarkan L. E. Brownell, nilai ID di standadisasi menjadi :

ID_{opt}	=	6	in	Sch	=	40
ID	=	6.065	in	=	0.50542	ft
OD	=	6.625	in	=	0.55208	ft
A	=	0.2006	ft^2			

Kecepatan aliran fluida :

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{14{,}765.1057}{0.2006}$$

$= 73{,}604.7145\ ft/jam = 20.4458\ ft/s$

Menghitung N_{RE} , *check* jenis aliran :

$$N_{RE} = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0.5054 \times 73{,}604.7145 \times 62.2107}{2.0680}$$

$= 1.1191E+06$ asumsi aliran OK

Berdasarkan Christie J. Geankoplis diperoleh nilai :

α	=	1
ε	=	4.6E-05
ε/ID	=	0.0003
f	=	0.00420

diasumsikan :

Keterangan	Jumlah	L/ID	L (ft)
Pipa lurus	-	-	50
Elbow 90°	3	35	53.0688
Globe valve (WO)	1	300	151.6250
Total (ΔL)	-	-	**254.6938**

Menghitung *friction loss*

- *Friction* pada pipa lurus(ΔL)

$$F_f = \frac{4 \times f \times \Delta L \times v^2}{2 \times g_c \times ID}$$

- *Contraction loss*

$$K_c = 0.55 \quad (1 - \frac{A_2}{A_1})$$

$$= 0.55$$ karena diasumsikan nilai $A_2 >>> A_1$ jadi $A_2/A_1 = 0$

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Expansion loss*

$$K_{ex} = (1 - \frac{A_1}{A_2})$$

$$= 1$$ karena diasumsikan nilai $A_1 >>> A_2$ jadi $A_1/A_2 = 0$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Friction* pada *elbow* 90°

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Friction* pada *globe valve wide open*

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

Friction	Jumlah n	K	h ($lb_f.ft/lb_m$)	n × h ($lb_f.ft/lb_m$)
Pipa lurus	1	-	54.9983	54.9983
Contraction loss	1	0.55	3.5730	3.5730
Expansion loss	1	1	6.4964	6.4964

Elbow 90°	3	0.75	4.8723	14.6168
Globe valve (WO)	1	6	38.9783	38.9783
Total *Friction* (ΣF)	-	-	-	118.6628

direncanakan :

ΔZ = 10 ft

ΔP = 0 tidak ada perubahan tekanan ($P_1 = P_2$)

maka dengan menggunakan pers. Bernoulli diperoleh nilai :

$$\frac{\Delta v^2}{2\alpha\, g_c} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\frac{20.4458^{\,2}}{2 \times 1 \times 32.174} + \frac{10}{32.174} + 0 + \text{#######} + W_s = 0$$

W_s = 125.4700 $lb_f.ft/lb_m$

Menentukan *Horse Power*

dari Timmerhouse diperoleh nilai η = 90% hal 52

m = laju alir *feed* / jumlah pompa

= 3,674,191.6905 / 4

= 918,547.9226 lb/Jam = 255.1522 lb/s

$$BHP = \frac{W_s \times m}{\eta \times 550}$$

$$= \frac{125.4700 \times 255.1522}{90\% \times 550}$$

= 64.6746 HP

Menentukan Daya Motor Pompa

dari Timmerhouse diperoleh nilai η = 84%

$$BHP = \frac{BHP}{\eta}$$

$$= \frac{64.6746}{84\%}$$

= 76.9936 HP

daya pompa total = jumlah pompa × BHP

= 4 × 76.9936

= 307.9744 ≈ 308 HP

= 229.6565 KW

Spesifikasi peralatan :

Nama alat : Pompa

Type : *Centrifugal Pump*

Bahan konstruksi : *Cast Iron*

Kapasitas : 59,060.4229 ft^3/Jam

Power : 308 HP

Jumlah : 4 Buah

2. Bak Sedimentasi (F-213)

Fungsi : Tempat terjadinya pross pengendapan padatan dari air sungai

Type : Bak persegi panjang

Bahan : Beton bertulang

- Perhitungan :

Laju alir *feed* = 1,666,585 Kg/Jam = 3,674,191.6905 lb/Jam

Densitas = 996.52 Kg/m^3 = 62.2107 lb/ft^3

Laju alir volumetrik

$$Q = \frac{\text{Laju alir } feed}{\text{densitas}}$$

$$= \frac{3{,}674{,}191.6905}{62.2107}$$

= 59,060.4229 ft^3/Jam = 16.4057 ft^3/s = 6,138.6969 gpm

Waktu pengendapan (t) = 12 Jam

Volume air = Q × t

= 59,060.4229 × 12

= 708,725.0748 ft^3

diperkirakan air akan mengisi sebanyak 80% volume total bak sedimentasi

$$\text{Volume total } storage = \frac{100\%}{80\%} \times 708{,}725.0748$$

= 885,906.3435 ft^3

Direncanakan bak sedimentasi berbentuk persegi panjang dengan nilai perbandingan :

panjang × lebar × tinggi = 5 × 3 × 2

Volume bak sedimentasi = 30 X^3

885,906.3435 = 30 X^3

29,530.2114 = X^3

X = 15.4546 ft

Jadi ukuran bak sedimentasi sesungguhnya :

panjang	=	77.2732	ft	=	23.5529	m
lebar	=	46.3639	ft	=	14.1317	m
tinggi	=	30.9093	ft	=	9.4211	m

Spesifikasi peralatan :

Bentuk	:	Bak persegi panjang
Ukuran	:	23.5529 × 14.1317 × 9.4211 m
Volume	:	885,906.3435 ft^3
Bahan konstruksi	:	Beton
Jumlah	:	1

3. **Pompa Air Sedimentasi (L-214)**

Fungsi : Memompa air dari bak sedimentasi ke bak *skimmer*

Type : *Centrifugal*

Bahan : *Cast Iron*

- Perhitungan :

Tekanan (P)	=	1	atm	=	14.696	psia
Temperatur (T)	=	27	°C	=	300.15	K
Laju alir *feed*	=	1,666,585	Kg/Jam	=	3,674,191.6905	lb/Jam
Densitas	=	996.52	Kg/m^3	=	62.2107	lb/ft^3
Viskositas	=	8.549E-04	Pa.s	=	2.0680	lb/ft.Jam

Spesifikasi peralatan :

Nama alat	:	Pompa
Type	:	*Centrifugal Pump*
Bahan konstruksi	:	*Cast Iron*
Kapasitas	:	59,060.4229 ft^3/Jam
Power	:	308 HP
Jumlah	:	4 Buah

4. **Bak *Skimmer* (F-215)**

Fungsi : Untuk memisahkan kotoran yang mengapung dari air sungai

Type : Bak persegi panjang

Bahan : Beton bertulang

- Perhitungan :

Laju alir *feed*	=	1,666,585	Kg/Jam	=	3,674,191.6905	lb/Jam
Densitas	=	996.52	Kg/m^3	=	62.2107	lb/ft^3

Spesifikasi peralatan :

Bentuk	:	Bak persegi panjang
Ukuran	:	23.5529 × 14.1317 × 9.4211 m
Volume	:	885,906.3435 ft^3
Bahan konstruksi	:	Beton
Jumlah	:	1

5. **Pompa Air *Skimmer* (L-216)**

Fungsi : Memompa air dari bak *skimmer* ke *clarifier*

Type : *Centrifugal*

Bahan : *Cast Iron*

- Perhitungan :

Tekanan (P)	=	1	atm	=	14.696	psia
Temperatur (T)	=	27	°C	=	300.15	K
Laju alir *feed*	=	1,666,585	Kg/Jam	=	3,674,191.6905	lb/Jam
Densitas	=	996.52	Kg/m^3	=	62.2107	lb/ft^3
Viskositas	=	8.549E-04	Pa.s	=	2.0680	lb/ft.Jam

Spesifikasi peralatan :

Nama alat	:	Pompa
Type	:	*Centrifugal Pump*
Bahan konstruksi	:	*Cast Iron*
Kapasitas	:	59,060.4229 ft^3/Jam
Power	:	308 HP
Jumlah	:	4 Buah

6. **Tangki Clarifier (H-210)**

Fungsi : Tempat terjadinya proses flokulasi yaitu dengan menambahkan alum ($Al_2(SO_4)_3.18H_2O$) 30% sebanyak 80 ppm 0,8 Kg/m^3

- **Menentukan dimensi *clarifier***

Tekanan (P)	=	1	atm	=	14.696	psia
Temperatur (T)	=	27	°C	=	300.15	K
Laju alir feed	=	1,666,585	kg/Jam	=	3,674,191.6905	lb/Jam

Densitas = 996.52 kg/m^3 = 62.2107 lb/ft^3

Laju alir volumetrik

$$Q = \frac{\text{Laju alir feed}}{\text{densitas}}$$

$$= \frac{3{,}674{,}191.6905}{62.2107}$$

$$= 59{,}060.4229 \ ft^3/Jam$$

Waktu tinggal = 0.3333 jam

Volume = Q × t

= 59,060.4229 × 0.333333

= 19,686.8076 ft^3

Trial jumlah *clarifier* = 6

$$\text{Volume tiap storage} = \frac{19{,}686.8076}{6} = 3{,}281.1346 \ ft^3$$

Diperkirakan air akan mengisi sebanyak 80% volume total *clarifier*

$$\text{Volume total } clarifier = \frac{100\%}{80\%} \times 3{,}281.1346$$

$$= 4{,}101.4183 \ ft^3 = 116.1391 \ m^3$$

Kebutuhan alum = 30% dari volume air dengan total konsentrasi 80 ppm,

atau 80 mg tiap 1 L air = 0.08 kg/m^3

Kebutuhan alum = 30% × 116.1391 × 0.08

= 2.7873 kg

$$\text{Kebutuhan alum setiap hari} = \frac{24 \text{ jam/hari} \times 2.7873 \text{ kg}}{0.3333 \text{ jam}}$$

= 200.6884 kg/hari

- Menentukan Dimensi tangki clarifier :

Trial Ls = 3 × di dengan ketentuan hasil akhir Ls < 12 m dan di < 5 m

$$V_1 \text{ (volume silinder)} = \frac{\pi}{4} d^2.Ls$$

$$= 2.3550 \ d^3$$

$$V_2 \text{ (volume conical)} = \frac{\pi d^3}{24 tg \ ½ \ \alpha} \qquad \alpha = 120°$$

$$= 0.0756 \ d^3$$

$V_T = V_1 + V_2$

$4{,}101.4183 = 2.3550\ d^3 + 0.0756\ d^3$

$d^3 = 1687.4272$

$d = 11.9053$ ft $= 3.6287$ m $= 142.8640$ in

R = 5.9527 ft = 71.4320 in

Ls = 3 × di

= 3 × 11.9053

= 35.7160 ft = 10.88624 m

- Menentukan tinggi larutan dalam tangki :

$V_T = V_1$ (volume silinder) + V_2 (volume conical)

$$4{,}101.4183 = \frac{\pi}{4} d^2.Lls + \frac{\pi d^3}{24 tg\ ½\ \alpha}$$

4,101.4183 = 111.3200 Lls + 127.5273

Lls = 35.6979 ft = 10.88072 m

- Menghitung tekanan design (Pi)

$$P_{hidrostatik} = \frac{\rho \times (Lls - 1)}{144}$$

$$= \frac{62.2107 \times (35.6979 - 1)}{144}$$

= 14.9902 psig

$P_{operasi} = P_{feed} - 1$ atm

= 1 - 1

= 0 atm g

Untuk faktor keamanan maka P_{desain} ditambah 5%

$P_{desain} = (100\% + 5\%) \times (P_{operasi} + P_{hidrostatik})$

= 105% × (0 + 14.9902)

= 15.7397 psig

Diasumsikan bahan yang digunakan :

SA 212 *grade* B dengan nilai *f* = 17,500

Jenis pengelasan *double welded butt joint* dengan nilai E = 0.8

Faktor korosi (C) = 1/16 in

Berdasarkan Brownell & Young diperoleh persamaan untuk *vertical vessel*

$$t = \frac{p \times R}{\ } + C$$

t_s = (f×E - 0,6×p) + C

$$= \frac{15.7397 \times 71.4320}{17,500 \times 0.8 - 0.6 \times 15.7397} + \frac{1}{16}$$

$$= 0.1429 \text{ in} = \frac{2.2858}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

do = di + (2 × t_s)

= 142.8640 + (2 × 0.1875)

= 143.2390 in distandardkan 90 in

di = do - (2 × t_s)

= 90 - (2 × 0.1875)

= 89.6250 in = 2.2765 m

Ls = 3 × di

= 3 × 89.6250

= 268.8750 in = 6.829425 m

Spesifikasi tangki sesuai dengan ketentuan Gael Ulrich, maka trial yang sesuai.

- Menentukan dimensi tutup bawah :

$$t_{hb} = \frac{p.di}{2\,(f.E - 0,6\,p)\cos ½\,\alpha} + C \qquad di = de$$

$$= \frac{15.7397 \times 89.63}{2\,(17,500 \times 0.8 - 0.6 \times 15.7397) \times 0.5} + \frac{1}{16}$$

$$= 0.1633 \text{ in} = \frac{2.6133}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$h_b = \frac{½\,d}{tg\,½\,\alpha}$$

$$= \frac{½ \times 89.63}{tg\ 60} = 25.87251 \text{ in}$$

Tinggi tangki = Tinggi tutup bawah (hb) + Tinggi silinder (Ls)

= 25.873 + 268.88

= 294.7475 in = 7.486587 m

- **Menentukan dimensi pengaduk**

Data - data perbandingan geometris sistem pengadukan standard diambil dari Christie J. Geankoplis, hal. 144 antara lain :

Da/Dt = 0.5

W/Da = 1/5

L/Da = 1/4

C/Dt = 1/3

J/Dt = 1/12

Dimana :

Dt = Diameter dalam tangki

Da = Diameter impeller (pengaduk)

W = Lebar Pengaduk

L = Panjang Pengaduk

C = Tinggi pengaduk dari dasar tangki

J = Lebar baffle

- Menentukan Diameter Pengaduk

  Da/Dt = 0.5

  Da = 0.5 Dt

  = 0.5 × 89.63 in

  = 44.813 in = 1.14 m

- Menentukan Lebar Pengaduk

  W/Da = 1/5

  W = 1/5 Da

  = 1/5 × 44.8125 in

  = 8.9625 in = 0.23 m

- Menentukan Panjang Pengaduk

  L/Da = 1/4

  L = 1/4 Da

  = 1/4 × 44.8125 in

  = 11.2031 in = 0.28 m

- Menentukan tinggi impeller dari dasar tangki

  C/Dt = 1/3

  C = 1/3 Dt

  = 1/3 × 89.63 in

  = 29.8720 in = 0.76 m

- Menentukan Lebar Baffle

J/Dt = 1/12

J = 1/12 Dt

= 1/12 × 89.63 in

= 7.4688 in = 0.19 m

- Menentukan Jenis Pengaduk

Dari perbandingan Da/W hal 145 Christie J. Geankoplis didapatkan bahwa Da/W = 5 maka jenis pengaduk yang digunakan adalah jenis : ***Flat Six Blade Turbin with disk***

- Menentukan Jumlah Pengaduk

$$Np = \frac{\text{Tinggi liquid dalam silinder}}{2\ Da^2}$$

$$= \frac{10.8807}{2.5912}$$

$$= 4.1992 \approx 5 \text{ buah}$$

- **Penghitungan Daya Pengaduk**

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

(Christie J. Geankoplis. 1997, hal 144)

$$P = \frac{Np \cdot \rho \cdot N^3 \cdot Da^5}{gc}$$

Dimana

N = Putaran pengaduk

Da = Diameter Impeller (ft)

P = Daya motor (lb.ft/detik)

ρ = 62.2107 lb/ft^3

μ = 0.0345 lb/ft.menit

Direncanakan putaran pengaduk (N) = 25 rpm

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

$$= \frac{13.9456\ ft^2 \times 0.4167 \times 62.2107\ lb/ft^3}{0.0345\ lbm/ft.menit}$$

$$= 1.0488E+04$$

Dari nilai N_{Re} dapat diketahui bahwa alirannya adalah turbulen karena > 4000

Dari halaman 145 Geankoplis didapatkan Number Power (Np) = 4

$$N_p = \frac{P \times gc}{\rho \times N^3 \times Da^5}$$

maka :

$$P = \frac{\rho \times N^3 \times Da^5 \times Np}{g_c}$$

$$= \frac{62.2107 \times 0.0723 \times 726.2558 \times 4}{32.174}$$

= 406.3274 lbf/s

= 0.7388 HP

Kehilangan-kehilangan daya :

- *Gain losses* (Kebocoran daya pada proses dan *bearing*) diperkirakan 0.1 dari daya masuk.
- *Tranmission System Losses* (kebocoran *belt* atau *gear*) diperkirakan 0.2 dari daya masuk.

HP yang dibutuhkan = (0.1 + 0.2) P + P

= (0.3 × 0.7388) + 0.7388

= 0.9604 HP

Total HP = 6 × 0.9604 = 5.7625 HP ≈ 6 HP

Spesifikasi peralatan :

Fungsi : Tempat terjadinya proses flokulasi yaitu dengan menambahkan alum ($Al_2(SO_4)_3.18H_2O$) 30% sebanyak 80 ppm 0,8 Kg/m^3

Bentuk : Tangki silinder dengan tutup bawah conical

Bahan Konstruksi : SA 212 grade B

Dimensi	:	di	=	89.6250	in				
		do	=	90	in	Ls	=	268.8750	in
		ts	=	$^3/_{16}$	in	icr	=	5.3775	in
		t_{hb}	=	$^3/_{16}$	in	R	=	44.8125	in
		h_b	=	25.8725	in	sf	=	1½	in

Tinggi tangki	:	294.7475	in
Diameter impeller	:	44.8125	in
Lebar impeller	:	8.9625	in
Jumlah	:	6	buah
Daya motor	:	6	HP

7. *Sand Filter* (H-221)

Fungsi : Tempat untuk menghilangkan warna, rasa dan bau air sungai.

Tekanan (P)	=	1	atm	=	14.696	psia
Temperatur (T)	=	27	°C	=	300.15	K
Laju alir feed	=	1,666,585	kg/Jam	=	3,674,191.6905	lb/Jam
Densitas	=	996.52	kg/m^3	=	62.2107	lb/ft^3

Laju alir volumetrik

$$Q = \frac{\text{Laju alir feed}}{\text{densitas}}$$

$$= \frac{3{,}674{,}191.6905}{62.2107}$$

$$= 59{,}060.4229 \ ft^3/Jam$$

Waktu tinggal = 0.3333 jam

Volume = Q × t

= 59,060.4229 × 0.3333

= 19,686.8076 ft^3

Diperkirakan air akan mengisi sebanyak 80% volume total *sand filter*

$$\text{Volume total air} = \frac{100\%}{80\%} \times 19{,}686.8076$$

$$= 24{,}608.5095 \ ft^3$$

Volume ruang kosong = 20% × 24,608.5095

= 4,921.7019 ft^3

Volume total = $V_{padatan} + V_{air}$

- Menentukan volume padatan

Porositas = $V_{ruang\ kosong} / (V_{ruang\ kosong} + V_{padatan})$

diasumsikan porositas = 0.4

0.4 = 4,921.7019 / (4,921.7019 + $V_{padatan}$)

$V_{padatan}$ = 7,382.5529 ft^3

Jadi total *storage* = 7,382.5529 + 24,608.5095

= 31,991.0624 ft^3

Trial jumlah tangki = 9

Volume tiap tangki = $\frac{31{,}991.0624}{}$ = 3,554.5625 ft^3

Volume tiap tangki = $\frac{\quad}{9}$ = 3,554.5625 ft

Direncanakan berbentuk silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head* maka :

Volume tangki = $\frac{\pi}{4} d^2.Ls$

$V_{ta} = V_{tb} = 0{,}0847\ di^3$

$V_{tutup} = 0.1694\ di^3$

Tria Ls = 1/2 × di dengan ketentuan hasil akhir Ls < 4 m dan di < 12 m

maka :

Volume tangki = $\frac{\pi}{4} d^2.Ls + 0{,}1694\ di^3$

$3{,}554.5625 = 0.3927\ di^3 + 0.1694\ di^3$

$3{,}554.5625 = 0.5621\ di^4$

$d^3 = 6{,}323.7294\ ft^3$

d = 18.4923 ft = 5.6365 m = 221.9077 in

R = 9.2462 ft = 110.9538 in

Ls = 0.5 × di

= 0.5 × 18.4923

= 9.2462 ft = 2.818228 m

- Menentukan tinggi larutan dalam tangki :

$V_T = V_1$ (volume silinder) + V_2 (tutup bawah)

$3{,}554.5625 = \frac{\pi}{4} d^2.Lls + 0.1694\ di^3$

3,554.5625 = 268.5790 Lls + 1,071.2398

Lls = 9.2462 ft = 2.818228 m

- Menghitung tekanan design (Pi)

$P_{hidrostatik} = \frac{\rho \times (Lls - 1)}{144}$

$= \frac{62.2107 \times (9.2462 - 1)}{144}$

= 3.5625 psig

$P_{operasi} = P_{feed} - 1$ atm

= 1 - 1

$= 0$ atm g

untuk faktor keamanan maka P_{desain} ditambah 5%

$P_{desain} = (100\% + 5\%) \times (P_{operasi} + P_{hidrostatik})$

$= 105\% \times (0 + 3.5625)$

$= 3.7406$ psig

Diasumsikan bahan yang digunakan :

SA 212 grade B dengan nilai f = 17,500

Jenis pengelasan *double welded butt joint* dengan nilai E = 0.8

Faktor korosi (C) = 1/16 in

Dari Brownell & Young diperoleh persamaan untuk *vertical vessel*

$$t_s = \frac{p \times R}{(f \times E - 0{,}6 \times p)} + C$$

$$= \frac{3.7406 \times 110.9538}{17{,}500 \times 0.8 - 0.6 \times 3.7406} + \frac{1}{16}$$

$$= 0.0922 \text{ in} = \frac{1.4744}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

$do = di + (2 \times t_s)$

$= 221.9077 + (2 \times 0.1875)$

$= 222.2827$ in distandardkan 192 in

$di = do - (2 \times t_s)$

$= 192 - (2 \times 0.1875)$

$= 191.6250$ in $= 4.8673$ m

$Ls = 0.5 \times di$

$= 0.5 \times 191.6250$

$= 95.8125$ in $= 2.43364$ m

Spesifikasi tangki sesuai dengan ketentuan Gael Ulrich, maka trial yang dilakukan sesuai menentukan tebal tutup *standard dished*

$$t_H = \frac{0{,}855 \times p \times R}{(f \times E - 0{,}1 \times p)} + C$$

$$= \frac{0.8550 \times 3.7406 \times 95.8125}{17{,}500 \times 0.8 - 0.1 \times 3.7406} + \frac{1}{16}$$

$$= 0.0844 \text{ in} = \frac{1.3502}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

menentukan panjang *horizontal vessel*

dari Brownel & Young ditentukan untuk menentukan nilai H

AB = 84.3150 in

BC = 180.1275 in

b = 32.4493 in

H = $t_H + b + s_f$

= 0.1875 + 32.4493 + 1.5

= 34.1368 in

Tinggi tangki = Ls + (2 × H)

= 95.8125 + (2 × 34.1368)

= 164.0861 in = 4.167788 m

Spesifikasi peralatan :

Fungsi : Tempat untuk menghilangkan warna, rasa dan bau air sungai

Bentuk : *Horizontal silinder*

Bahan Konstruksi : SA 212 grade B

Dimensi	:	di	=	191.6250	in				
		do	=	192	in	Ls	=	95.8125	in
		ts	=	$^3/_{16}$	in	icr	=	11.4975	in
		t_{hb}	=	$^3/_{16}$	in	R	=	95.8125	in
		H	=	34.1368	in	sf	=	1½	in

Tinggi tangki : 164.0861 in

Jumlah tangki : 9 buah

8. Bak Air Bersih (F-222)

Fungsi : Untuk menampung air bersih dari tangki *sand filter*

Type : Bak persegi panjang

Bahan : Beton bertulang

- Perhitungan :

Laju alir *feed* = 1,666,585 Kg/Jam = 3,674,191.6905 lb/Jam

Densitas = 996.52 Kg/m^3 = 62.2107 lb/ft^3

Spesifikasi peralatan :

Bentuk : Bak persegi panjang

Ukuran : 23.5529 × 14.1317 × 9.4211 m

Volume : 885,906.3435 ft^3

Bahan konstruksi : Beton

Jumlah : 1

9. **Pompa Air Bersih ke *Kation Exchanger* (L-223)**

Fungsi : Memompa air bersih dari bak air bersih ke kation exchanger

Type : *Centrifugal*

Bahan : *Cast Iron*

- Perhitungan :

Tekanan (P)	=	1	atm	=	14.696	psia	
Temperatur (T)	=	27	°C	=	300.15	K	
Laju alir *feed*	=	88,571	Kg/Jam	=	195,264.6070	lb/Jam	
Densitas	=	996.52	Kg/m^3	=	62.2107	lb/ft^3	
Viskositas	=	8.549E-04	Pa.s	=	2.0680	lb/ft.Jam	

Laju alir volumetrik

$$Q = \frac{\text{Laju alir } feed}{\text{densitas}}$$

$$= \frac{195{,}264.6070}{62.2107}$$

$$= 3{,}138.7612 \ ft^3/Jam = 0.8719 \ ft^3/s = 326.2405 \ gpm$$

Trial jumlah pomp = 1 buah

$$Q = \frac{3{,}138.7612}{1}$$

$$= 3{,}138.7612 \ ft^3/Jam = 0.8719 \ ft^3/s = 326.2405 \ gpm$$

Asumsi aliran fluida adalah turbulen $N_{RE} > 4000$, maka dari Klaus D. Timmerhaus hal. 496 diperoleh nilai:

$$ID_{opt} = 3{,}9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

$$= 3.9 \times 0.8719^{0.45} \times 62.2107^{0.13}$$

$$= 6.2730 \ in$$

Maka berdasarkan L. E. Brownell, nilai ID di standadisasi menjadi :

ID_{opt}	=	14	in	Sch	=	40	
ID	=	14	in	=	1.16667	ft	
OD	=	14	in	=	1.16667	ft	
A	=	1.0684	ft^2				

Kecepatan aliran fluida :

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{3,138.7612}{1.0684}$$

$$= 2,937.8147 \text{ ft/jam} = 0.8161 \text{ ft/s}$$

Menghitung N_{RE} , *check* jenis aliran :

$$N_{RE} = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{1.1667 \times 2,937.8147 \times 62.2107}{2.0680}$$

$$= 1.0311E+05 \quad \text{asumsi aliran OK}$$

Berdasarkan Christie J. Geankoplis diperoleh nilai :

α = 1

ε = 4.6E-05

ε/ID = 0.0001

f = 0.00430

diasumsikan :

Keterangan	Jumlah	L/ID	L (ft)
Pipa lurus	-	-	50
Elbow 90°	3	35	122.5000
Globe valve (WO)	1	300	350.0000
Total (ΔL)	-	-	**522.5000**

Menghitung *friction loss*

- *Friction* pada pipa lurus(ΔL)

$$F_f = \frac{4 \times f \times \Delta L \times v^2}{2 \times g_c \times ID}$$

- *Contraction loss*

$$K_c = 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)$$

$$= 0.55 \quad \text{karena diasumsikan nilai } A_2 >>> A_1 \text{ jadi } A_2/A_1 = 0$$

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Expansion loss*

$$K_{ex} = (1 - \frac{A_1}{A_2})$$

$$= 1$$ karena diasumsikan nilai $A_1 >>> A_2$ jadi $A_1/A_2 = 0$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Friction* pada *elbow* 90°

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Friction* pada *globe valve wide open*

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

Friction	Jumlah n	K	h ($lb_f.ft/lb_m$)	n × h ($lb_f.ft/lb_m$)
Pipa lurus	1	-	0.0797	0.0797
Contraction loss	1	0.55	0.0057	0.0057
Expansion loss	1	1	0.0103	0.0103
Elbow 90°	3	0.75	0.0078	0.0233
Globe valve (WO)	1	6	0.0621	0.0621
Total *Friction* (ΣF)	-	-	-	0.1811

Direncanakan :

$\Delta Z = 10$ ft

$\Delta P = 0$ tidak ada perubahan tekanan ($P_1 = P_2$)

Maka dengan menggunakan pers. Bernoulli diperoleh nilai :

$$\frac{\Delta v^2}{2\alpha\, g_c} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\frac{0.8161^2}{2 \times 1 \times 32.174} + \frac{10}{32.174} + 0 + 0.1811 + W_s = 0$$

$W_s = 0.5023$ $lb_f.ft/lb_m$

Menentukan *Horse Power*

dari Timmerhouse diperoleh nilai η = 66%

m = laju alir *feed* / jumlah pompa

= 195,264.6070 / 1

= 195,264.6070 lb/Jam = 54.2402 lb/s

$$BHP = \frac{W_s \times m}{\eta \times 550}$$

$$= \frac{0.5023 \times 54.2402}{66\% \times 550}$$

= 0.0751 HP

Menentukan Daya Motor Pompa

dari Timmerhouse diperoleh nilai η = 80%

$$BHP = \frac{BHP}{\eta}$$

$$= \frac{0.0751}{80\%}$$

= 0.0938 HP

Daya pompa total = jumlah pompa × BHP

= 1 × 0.0938

= 0.0938 ≈ 1 HP

= 0.0700 KW

Spesifikasi peralatan :

Nama alat : Pompa

Type : *Centrifugal Pump*

Bahan konstruksi : *Cast Iron*

Kapasitas : 3,138.7612 ft^3/Jam

Power : 1 HP

Jumlah : 1 Buah

10. Kation *Exchanger* (D-220A)

Fungsi : Menghilangkan ion - ion positif penyebab kesadahan air

Resin yang digunakan adalah hidrogen exchanger (H_2Z). Dimana tiap m^3 H_2Z menghilangkan 6500 - 9000 gram hardness. Direncanakan H_2Z dengan kapasitas 7500 g/m^3.

Tekanan (P) = 1 atm = 14.696 psia

Temperatur (T)	=	27	°C	=	300.15	K
Laju alir feed	=	88,571	kg/Jam	=	195,264.6070	lb/Jam
Densitas	=	996.52	kg/m^3	=	62.2107	lb/ft^3

Laju alir volumetrik

$$Q = \frac{\text{Laju alir feed}}{\text{densitas}}$$

$$= \frac{195{,}264.6070}{62.2107}$$

$= 3{,}138.7612\ ft^3/Jam = 0.8719\ ft^3/s = 326.2405$ gpm

Trial jumlah tangki = 5

$$Q = \frac{3{,}138.7612}{5}$$

$= 627.7522\ ft^3/Jam = 0.1744\ ft^3/s = 65.2481$ gpm

Direncanakan tangki berbentuk silinder dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk *standard dished*, dengan :

Kecepatan air (v) = 3.1676 gpm/ft^2

Luas penampang *bed* (A) $= \frac{Q}{v} = \frac{65.2481}{3.167600119} = 20.5986\ ft^2$

$A = 1/4\pi \times d^2$

$20.5986 = 0.7854\ d^2$

$d = 5.1212$ ft = 1.5609 m $\leq$ 4m OK

Tinggi *bed* = 6.2438 m = 20.4849 ft

Volume = Luas bed × tinggi

= 20.5986 × 20.4849

= 421.9601 ft^3

Direncanakan :

H = 5 d

Sehingga :

H = 5 × 5.1212

= 25.6061 ft = 7.8047 m

Volume tangki = Luas × tinggi

= 20.5986 × 25.6061

= 527.4501 ft^3 = 14.9357 m^3

Asumsi :

Tiap 1 gallon air mengandung 20 grain kation, maka :

kandungan kation dalam air = 65.2481 × 20

= 1,304.9621 grain/menit

= 78,297.7269 grain/jam

Dalam 14.9357 m^3 H_2Z dapat menghilangkan hardness sebanyak :

14.9357 × 7500 g/m^3 = 112,017.8265 gram

= 246.957 lb × 7000 grain/lb

= 1,728,699.240 grain

$$\text{Umur resin} = \frac{1{,}728{,}699.24}{78{,}297.7269} = 22.07854 \text{ jam} \approx 23 \text{ jam}$$

Jadi setelah 23 jam resin harus diregenerasi dengan menambahkan asam sulfat dan asam klorida

Spesifikasi peralatan :

Fungsi : Menghilangkan ion - ion positif penyebab kesadahan air.

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah dengan bentuk *standard dished.*

Diameter : 5.1212 ft

Tinggi : 25.6061 ft

Jumlah : 5 buah

Bahan konstruksi : SA 212 grade B

11. Anion *Exchanger* (D-220B)

Fungsi : Menghilangkan ion - ion negatif penyebab kesadahan air

Resin yang digunakan adalah hidrogen DOH. Dimana tiap m^3 DOH menghilangkan 6500 - 9000 gram hardness. Direncanakan DOH dengan kapasitas 7500 g/m^3.

Tekanan (P)	= 1	atm	=	14.696	psia
Temperatur (T)	= 27	°C	=	300.15	K
Laju alir feed	= 88,571	kg/Jam	=	195,264.6070	lb/Jam
Densitas	= 996.52	kg/m^3	=	62.2107	lb/ft^3

Laju alir volumetrik

$$Q = \frac{\text{Laju alir feed}}{\text{densitas}}$$

$$= \frac{195{,}264.6070}{62.2107}$$

$= 3{,}138.7612$ ft^3/Jam $= 0.8719$ ft^3/s $= 326.2405$ gpm

Trial jumlah tangki = 5

$$Q = \frac{3{,}138.7612}{5}$$

$= 627.7522$ ft^3/Jam $= 0.1744$ ft^3/s $= 65.2481$ gpm

Direncanakan tangki berbentuk silinder dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished, dengan :

Kecepatan air (v) = 3.1676 gpm/ft^2

Luas penampang bed (A) $= \frac{Q}{v} = \frac{65.2481}{3.167600119} = 20.5986$ ft^2

A = $1/4\pi \times d^2$

20.5986 = $0.7854\ d^2$

d = 5.1212 ft = 1.5609 m $\leq$ 4m OK

Tinggi bed = 6.2438 m = 20.4849 ft

Volume = Luas bed × tinggi

= 20.5986 × 20.4849

= 421.9601 ft^3

Direncanakan :

H = 5 d

Sehingga :

H = 5 × 5.1212

= 25.6061 ft = 7.8047 m

Volume tangki = Luas × tinggi

= 20.5986 × 25.6061

= 527.4501 ft^3 = 14.9357 m^3

Asumsi :

Tiap 1 gallon air mengandung 20 grain kation, maka :

kandungan kation dalam air = 65.2481 × 20

= 1,304.9621 grain/menit

= 78,297.7269 grain/jam

Dalam 14.9357 m^3 H_2Z dapat menghilangkan hardness sebanyak :

14.9357 × 7500 g/m^3 = 112,017.8265 gram

= 246.957 lb × 7000 grain/lb

= 1,728,699.240 grain

$$\text{Umur resin} = \frac{1{,}728{,}699.24}{78{,}297.7269} = 22.07854 \text{ jam} \approx 23 \text{ jam}$$

Jadi setelah 23 jam resin harus diregenerasi dengan menambahkan asam sulfat dan asam klorida

Spesifikasi peralatan :

Fungsi : Menghilangkan ion - ion negatif penyebab kesadahan air.

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah dengan bentuk *standard dished.*

Diameter : 5.1212 ft

Tinggi : 25.6061 ft

Jumlah : 5 buah

Bahan konstruksi : SA 212 grade B

12. Bak Air Lunak (F-231)

Fungsi : Tempat menampung air bersih bebas *hardness* untuk umpan *boiler*

Type : Bak persegi panjang

Bahan : Beton bertulang

- Perhitungan :

Laju alir *feed* = 88,571 Kg/Jam = 195,264.6070 lb/Jam

Densitas = 996.52 Kg/m^3 = 62.2107 lb/ft^3

Laju alir volumetrik

$$Q = \frac{\text{Laju alir } feed}{\text{densitas}}$$

$$= \frac{195{,}264.6070}{62.2107}$$

= 3,138.7612 ft^3/Jam = 0.8719 ft^3/s = 326.2405 gpm

Waktu pengendapan (t) = 12 Jam

Volume air = Q × t

= 3,138.7612 × 12

= 37,665.1342 ft^3

Diperkirakan air akan mengisi sebanyak 80% volume total bak air lunak

Volume total *storage* = $\frac{100\%}{80\%}$ × 37,665.1342

= 47,081.4178 ft^3

Direncanakan bak air lunak berbentuk persegi panjang dengan nilai perbandingan :

panjang × lebar × tingg = 5 × 3 × 2

Volume bak air lunak = 30 X^3

47,081.4178 = 30 X^3

1,569.3806 = X^3

X = 11.6210 ft

Jadi ukuran bak air lunak sesungguhnya :

Panjang	=	58.1049	ft	=	17.7104	m
Lebar	=	34.8629	ft	=	10.6262	m
Tinggi	=	23.2420	ft	=	7.0841	m

Spesifikasi peralatan :

Bentuk	:	Bak persegi panjang
Ukuran	:	17.7104 × 10.6262 × 7.0841 m
Volume	:	47,081.4178 ft^3
Bahan konstruksi	:	Beton
Jumlah	:	1

13. Pompa Air ke *Deaerator* (L-232)

Fungsi : Memompa air lunak ke dalam *deaerator*

Type : *Centrifugal*

Bahan : *Cast Iron*

- Perhitungan :

Tekanan (P)	=	1	atm	=	14.696	psia
Temperatur (T)	=	27	°C	=	300.15	K
Laju alir *feed*	=	88,571	Kg/Jam	=	195,264.6070	lb/Jam
Densitas	=	996.52	Kg/m^3	=	62.2107	lb/ft^3
Viskositas	=	8.549E-04	Pa.s	=	2.0680	lb/ft.Jam

Spesifikasi peralatan :

Nama alat : Pompa

Type : *Centrifugal Pump*

Bahan konstruksi : *Cast Iron*

Kapasitas : 3,138.7612 ft^3/Jam

Power : 1 HP

Jumlah : 1 Buah

14. Deaerator (D-233)

Fungsi : Menghilangkan gas-gas *impuritis* dalam air umpan *boiler* dengan menggunakan panas dari *steam*

Tipe : Silinder horizontal

Tekanan (P)	=	1	atm	=	14.696	psia
Temperatur (T)	=	27	°C	=	300.15	K
Laju alir feed	=	88,571	kg/Jam	=	195,264.6070	lb/Jam
Densitas	=	996.52	kg/m^3	=	62.2107	lb/ft^3

Laju alir volumetrik

$$Q = \frac{\text{Laju alir feed}}{\text{densitas}}$$

$$= \frac{195{,}264.6070}{62.2107}$$

$$= 156.9381 \ ft^3/Jam$$

Trial jumlah tangki = 1

Volume tiap tangki $= \frac{156.9381}{1} = 156.9381 \ ft^3$

Waktu tinggal = 0.3333 jam

Volume = Q × t

= 156.9381 × 0.33333

= 52.3127 ft^3

Diperkirakan air akan mengisi sebanyak 70% volume total tangki

Volume total tangki $= \frac{100\%}{70\%} \times 52.3127$

$= 74.7324 \ ft^3 = 2.1162 \ m^3$

- Menentukan Dimensi tangki :

Tria Ls = 3 × di dengan ketentuan hasil akhir Ls < 20 m dan di < 4 m

Volume tangki $= \frac{\pi}{4} d^2.Ls$

$V_{ta} = V_{tb} = 0{,}0847\ di^3$

$V_{tutup} = 0.1694\ di^3$

Volume tangki $= \frac{\pi}{4} d^2.Ls + 0{,}1694\ di^3$

$74.7324 = 2.3562\ di^3 + 0.1694\ di^3$

$74.7324 = 2.5256\ di^4$

$d^3 = 29.5900\ ft^3$

$d = 3.0930\ ft = 0.9428\ m = 37.1162\ in$

$R = 1.5465\ ft = 18.5581\ in$

$Ls = 3 \times di$

$= 3 \times 3.0930$

$= 9.2790\ ft = 2.828251\ m$

- Menentukan tinggi larutan dalam tangki :

$V_T = V_1$ (volume silinder) + V_2 (tutup bawah)

$74.7324 = \frac{\pi}{4} d^2.Lls + 0.1694\ di^3$

$74.7324 = 7.5137\ Lls + 5.0126$

$Lls = 9.2790\ ft = 2.828251\ m$

- Menghitung tekanan design (Pi)

$P_{hidrostatik} = \frac{\rho \times (Lls - 1)}{144}$

$= \frac{62.2107 \times (9.2790 - 1)}{144}$

$= 3.5767$ psig

$P_{operasi} = P_{feed} - 1$ atm

$= 1 - 1$

$= 0$ atm g

Untuk faktor keamanan maka P_{desain} ditambah 5%

$P_{desain} = (100\% + 5\%) \times (P_{operasi} + P_{hidrostatik})$

$= 105\% \times (0 + 3.5767)$

= 3.7555 psig

Diasumsikan bahan yang digunakan :

SA 212 grade B dengan nilai f = 17,500

Jenis pengelasan *double welded butt joint* dengan nilai E = 0.8

Faktor korosi (C) = 1/16 in

Dari Brownell & Young diperoleh persamaan untuk *vertical vessel*

$$t_s = \frac{p \times R}{(f \times E - 0{,}6 \times p)} + C$$

$$= \frac{3.7555 \times 18.5581}{17{,}500 \times 0.8 - 0.6 \times 3.7555} + \frac{1}{16}$$

$$= 0.0675 \text{ in} = \frac{1.0797}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

do = di + $(2 \times t_s)$

= 37.1162 + (2×0.1875)

= 37.4912 in distandardkan 72 in

di = do - $(2 \times t_s)$

= 72 - (2×0.1875)

= 71.6250 in = 1.8193 m

Ls = 3 × di

= 3 × 71.6250

= 214.8750 in = 5.45783 m

Spesifikasi tangki sesuai ketentuan Gael Ulrich, maka trial yang dilakukan sesuai

Menentukan tebal tutup *standard dished*

$$t_H = \frac{0{,}855 \times p \times R}{(f \times E - 0{,}1 \times p)} + C$$

$$= \frac{0.8550 \times 3.7555 \times 35.8125}{17{,}500 \times 0.8 - 0.1 \times 3.7555} + \frac{1}{16}$$

$$= 0.0707 \text{ in} = \frac{1.1314}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

Menentukan panjang *horizontal vessel*

Berdasarkan Brownel & Young ditentukan untuk menentukan nilai H

AB = 31.5150 in

BC = 67.3275 in

b = 12.1288 in

H = $t_H + b + s_f$

= 0.1875 + 12.1288 + 1.5

= 13.8163 in

Panjang tangki = Ls + (2 × H)

= 214.8750 + (2 × 13.8163)

= 242.5076 in = 6.15969 m

Spesifikasi peralatan :

Fungsi : Menghilangkan gas-gas impuritis dalam air umpan boiler dengan menggunakan panas dari steam

Bentuk : *Horizontal silinder*

Bahan Konstruksi : SA 212 grade B

Dimensi	:	di	=	71.6250	in				
		do	=	72	in	Ls	=	214.8750	in
		ts	=	$^3/_{16}$	in	icr	=	4.2975	in
		t_{hb}	=	$^3/_{16}$	in	R	=	35.8125	in
		H	=	13.8163	in	sf	=	1½	in

Panjang tangki : 242.5076 in

Jumlah tangki : 1 buah

15. Pompa Air ke *Boiler* (L-234)

Fungsi : Memompa air ke *boiler*

Type : *Centrifugal*

Bahan : *Cast Iron*

- Perhitungan :

Tekanan (P)	=	1	atm	=	14.696	psia
Temperatur (T)	=	27	°C	=	300.15	K
Laju alir *feed*	=	88,571	Kg/Jam	=	195,264.6070	lb/Jam
Densitas	=	996.52	Kg/m^3	=	62.2107	lb/ft^3
Viskositas	=	8.549E-04	Pa.s	=	2.0680	lb/ft.Jam

Spesifikasi peralatan :

Nama alat : Pompa

Type : *Centrifugal Pump*

Bahan konstruksi : *Cast Iron*

Kapasitas : 3,138.7612 ft^3/Jam

Power : 1 HP

Jumlah : 1 Buah

16. Pompa Air Bersih ke Bak Air Pendingin (L-241)

Fungsi : Memompa air bersih ke bak penampung air pendingin

Type : *Centrifugal*

Bahan : *Cast iron*

- Perhitungan :

Tekanan (P)	= 1	atm	=	14.696	psia
Temperatur (T)	= 27	°C	=	300.15	K
Laju alir *feed*	= 1,572,898	Kg/Jam	=	3,467,646.8409	lb/Jam
Densitas	= 996.52	Kg/m^3	=	62.2107	lb/ft^3
Viskositas	= 8.549E-04	Pa.s	=	2.0680	lb/ft.Jam

Laju alir volumetrik

$$Q = \frac{\text{Laju alir } feed}{\text{densitas}}$$

$$= \frac{3{,}467{,}646.8409}{62.2107}$$

$$= 55{,}740.3386 \ ft^3/Jam = 15.4834 \ ft^3/s = 5{,}793.6098 \ gpm$$

Trial jumlah pomp = 1 buah

$$Q = \frac{55{,}740.3386}{1}$$

$$= 55{,}740.3386 \ ft^3/Jam = 15.4834 \ ft^3/s = 5{,}793.6098 \ gpm$$

Asumsi aliran fluida adalah turbulen $N_{RE} > 4000$, maka dari Klaus D. Timmerhaus hal. 496 diperoleh nilai:

$$ID_{opt} = 3{,}9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

$$= 3.9 \times 15.4834^{0.45} \times 62.2107^{0.13}$$

$$= 22.8932 \text{ in}$$

Maka berdasarkan L. E. Brownell, nilai ID di standadisasi menjadi :

ID_{opt}	= 14	in	Sch	=	40	
ID	= 12	in	=	1	ft	
OD	= 14	in	=	1.16667	ft	
A	= 0.785	ft^2				

Kecepatan aliran fluida :

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{55{,}740.3386}{0.7850}$$

$$= 71{,}006.8008 \text{ ft/jam} = 19.7241 \text{ ft/s}$$

Menghitung N_{RE} , *check* jenis aliran :

$$N_{RE} = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{1.0000 \times 71{,}006.8008 \times 62.2107}{2.0680}$$

$$= 2.1361E+06 \quad \text{asumsi aliran OK}$$

Berdasarkan Christie J. Geankoplis diperoleh nilai :

α = 1

ε = 4.6E-05

ε/ID = 0.0002

f = 0.00420

diasumsikan :

Keterangan	Jumlah	L/ID	L (ft)
Pipa lurus	-	-	50
Elbow 90°	3	35	105.0000
Globe valve (WO)	1	300	300.0000
Total (ΔL)	-	-	**455.0000**

Menghitung *friction loss*

- *Friction* pada pipa lurus(ΔL)

$$F_f = \frac{4 \times f \times \Delta L \times v^2}{2 \times g_c \times ID}$$

- *Contraction loss*

$$K_c = 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)$$

$$= 0.55 \quad \text{karena diasumsikan nilai } A_2 >>> A_1 \text{ jadi } A_2/A_1 = 0$$

$$h = \frac{K_c \times v^2}{}$$

$$h_c = \frac{\quad}{2 \times g_c}$$

- *Expansion loss*

$$K_{ex} = (1 - \frac{A_1}{A_2})$$

$= 1$ karena diasumsikan nilai $A_1 >>> A_2$ jadi $A_1/A_2 = 0$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Friction* pada *elbow* 90°

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Friction* pada *globe valve wide open*

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

Friction	Jumlah n	K	h ($lb_f.ft/lb_m$)	n × h ($lb_f.ft/lb_m$)
Pipa lurus	1	-	46.2147	46.2147
Contraction loss	1	0.55	3.3252	3.3252
Expansion loss	1	1	6.0459	6.0459
Elbow 90°	3	0.75	4.5344	13.6032
Globe valve (WO)	1	6	36.2753	36.2753
Total *Friction* (ΣF)	-	-	-	105.4644

direncanakan :

$\Delta Z = 10$ ft

$\Delta P = 0$ tidak ada perubahan tekanan ($P_1 = P_2$)

maka dengan menggunakan pers. Bernoulli diperoleh nilai :

$$\frac{\Delta v^2}{2\alpha\, g_c} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\frac{19.7241^2}{2 \times 1 \times 32.174} + \frac{10}{32.174} + 0 + \text{\#\#\#\#\#\#\#} + W_s = 0$$

$W_s = 111.8211$ $lb_f.ft/lb_m$

Menentukan *Horse Power*

dari Timmerhouse diperoleh nilai η = 89%

m = laju alir *feed* / jumlah pompa

= 3,467,646.8409 / 1

= 3,467,646.8409 lb/Jam = 963.2352 lb/s

$$BHP = \frac{W_s \times m}{\eta \times 550}$$

$$= \frac{111.8211 \times 963.2352}{89\% \times 550}$$

= 220.0409 HP

Menentukan Daya Motor Pompa

dari Timmerhouse diperoleh nilai η = 84%

$$BHP = \frac{BHP}{\eta}$$

$$= \frac{220.0409}{84\%}$$

= 261.9535 HP

daya pompa total = jumlah pompa × BHP

= 1 × 261.9535

= 261.9535 ≈ 262 HP

= 195.3387 KW

Spesifikasi peralatan :

Nama alat	:	Pompa
Type	:	*Centrifugal Pump*
Bahan konstruksi	:	*Commersial Steel*
Kapasitas	:	55,740.3386 ft^3/Jam
Power	:	262 HP
Jumlah	:	1 Buah

17. Bak Air Pendingin(F-242)

Fungsi	:	Tempat menampung air pendingin
Type	:	Bak persegi panjang
Bahan	:	Beton bertulang

- Perhitungan :

Laju alir *feed*	=	1,572,898	Kg/Jam	=	3,467,646.8409	lb/Jam
Densitas	=	996.52	Kg/m^3	=	62.2107	lb/ft^3

Laju alir volumetrik

$$Q = \frac{\text{Laju alir } feed}{\text{densitas}}$$

$$= \frac{3{,}467{,}646.8409}{62.2107}$$

= 55,740.3386 ft^3/Jam = 15.4834 ft^3/s = 5,793.6098 gpm

Waktu pengendapan (t) = 12 Jam

Volume air = Q × t

= 55,740.3386 × 12

= 668,884.0631 ft^3

Diperkirakan air akan mengisi sebanyak 80% volume total bak air pendingin

$$\text{Volume total } storage = \frac{100\%}{80\%} \times 668{,}884.0631$$

= 836,105.0789 ft^3

Direncanakan bak sedimentasi berbentuk persegi panjang dengan nilai perbandingan :

panjang × lebar × tinggi = 5 × 3 × 2

Volume bak air pendingin = 30 X^3

836,105.0789 = 30 X^3

27,870.1693 = X^3

X = 15.1594 ft

Jadi ukuran bak air pendingin sesungguhnya :

Panjang	=	75.7972	ft	=	23.1030	m
Lebar	=	45.4783	ft	=	13.8618	m
Tinggi	=	30.3189	ft	=	9.2412	m

Spesifikasi peralatan :

Bentuk	:	Bak persegi panjang
Ukuran	:	23.1030 × 13.8618 × 9.2412 m
Volume	:	836,105.0789 ft^3
Bahan konstruksi	:	Beton
Jumlah	:	1

18. Pompa Air Pendingin ke Peralatan Proses (L-243)

Fungsi	:	Memompa air pendingin ke peralatan proses
Type	:	*Centrifugal*
Bahan	:	*Cast Iron*

- Perhitungan :

Tekanan (P)	=	1	atm	=	14.696	psia
Temperatur (T)	=	27	°C	=	300.15	K
Laju alir *feed*	=	1,572,898	Kg/Jam	=	3,467,646.8409	lb/Jam
Densitas	=	996.52	Kg/m^3	=	62.2107	lb/ft^3
Viskositas	=	8.549E-04	Pa.s	=	2.0680	lb/ft.Jam

Spesifikasi peralatan :

Nama alat	:	Pompa
Type	:	*Centrifugal Pump*
Bahan konstruksi	:	*Cast Iron*
Kapasitas	:	55,740.3386 ft^3/Jam
Power	:	262 HP
Jumlah	:	1 Buah

19. Pompa Air Pendingin ke *Cooling Tower* (L-244)

Fungsi : Memompa air pendingin dari peralatan proses ke *cooling tower*

Type : *Centrifugal*

Bahan : *Cast Iron*

- Perhitungan :

Tekanan (P)	=	1	atm	=	14.696	psia
Temperatur (T)	=	27	°C	=	300.15	K
Laju alir *feed*	=	1,572,898	Kg/Jam	=	3,467,646.8409	lb/Jam
Densitas	=	996.52	Kg/m^3	=	62.2107	lb/ft^3
Viskositas	=	8.549E-04	Pa.s	=	2.0680	lb/ft.Jam

Spesifikasi peralatan :

Nama alat	:	Pompa
Type	:	*Centrifugal Pump*
Bahan konstruksi	:	*Cast Iron*
Kapasitas	:	55,740.3386 ft^3/Jam
Power	:	262 HP
Jumlah	:	1 Buah

20. Cooling Tower (P-240)

Fungsi : Mendinginkan dan menampung air pendingin yang telah digunakan

- **Perhitungan :**

Laju alir *feed* = 1,572,898.149 kg/Jam = 3,467,646.8409 lb/Jam

Densitas = 996.52 kg/m^3 = 62.2107 lb/ft^3

Laju alir volumetrik

$$Q = \frac{\text{Laju alir } feed}{\text{densitas}}$$

$$= \frac{3{,}467{,}646.8409}{62.2107}$$

= 55,740.3386 ft^3/Jam = 15.4834 ft^3/s = 5,793.6098 gpm

Suhu wet bulb udara (70% kelembapan) = 25 °C

Suhu air masuk menara = 62.5 °C

Suhu air pendingin = 27 °C

Direncanakan menggunakan *cooling tower* jenis *Counter Flow Induced Draft*

Sehingga diperoleh konsentrasi air = 2.5 gpm/ft^2

Volume yang dibutuhkan = rate volumetrik / konsentrasi air

$$= \frac{5{,}793.6098 \text{ gpm}}{2.5 \text{ gpm/ft}^2}$$

= 2,317.4439 ft^2

$$\text{Luas} = \frac{\pi}{4} d^2$$

2,317.4439 = 0.7854 d^2

d^2 = 2,950.6612 ft^2

d = 54.3200 ft

Tria Ls = 3 × di

$$V_{tangki} = \frac{\pi}{4} d^2.Ls$$

= 2.3562 d^3

= 377,650.5860 ft^3

Dari fig. 12-15, Perry's edisi 7, hal 12-17 diperoleh persen *standard tower performance* 90% , maka Hp fan/Luas tower area adalah 0.031 Hp/ft^2

HP fan = 0.031 Hp/ft^2 × Luas tower area

= 0.031 Hp/ft^2 × 2,317.4439 ft^2

= 71.841 HP ≈ 72 HP

Spesifikasi peralatan :

Nama alat	:	*Cooling Tower*	
Type	:	*Counter Flow Induced Draft*	
Diameter	:	54.3200	ft
Tinggi	:	162.9600	ft
Volume	:	377,650.5860	ft^3
Power	:	72 HP	
Jumlah	:	1 Buah	

21. Pompa Air ke Bak *Klorinasi* (L-251)

Fungsi : Memompa air bersih ke bak *klorinasi*

Type : *Centrifugal*

Bahan : *Cast Iron*

- Perhitungan :

Tekanan (P)	=	1	atm	=	14.696	psia
Temperatur (T)	=	27	°C	=	300.15	K
Laju alir *feed*	=	5,117	Kg/Jam	=	11,280.2425	lb/Jam
Densitas	=	996.52	Kg/m^3	=	62.2107	lb/ft^3
Viskositas	=	8.549E-04	Pa.s	=	2.0680	lb/ft.Jam

Laju alir volumetrik

$$Q = \frac{\text{Laju alir } feed}{\text{densitas}}$$

$$= \frac{11{,}280.2425}{62.2107}$$

= 181.3231 ft^3/Jam = 0.0504 ft^3/s = 18.8466 gpm

Trial jumlah pomp = 1 buah

$$Q = \frac{181.3231}{1}$$

= 181.3231 ft^3/Jam = 0.0504 ft^3/s = 18.8466 gpm

Asumsi aliran fluida adalah turbulen N_{RE} > 4000, maka dari Klaus D. Timmerhaus hal. 496 diperoleh nilai:

$$ID_{opt} = 3{,}9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

$$= 3.9 \times 0.0504^{0.45} \times 62.2107^{0.13}$$

= 1.7387 in

Maka berdasarkan L. E. Brownell, nilai ID di standadisasi menjadi :

ID_{opt} = 2½ in Sch = 40

ID = 2.469 in = 0.20575 ft

OD = 2.875 in = 0.23958 ft

A = 0.0333 ft^2

Kecepatan aliran fluida :

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{181.3231}{0.0333}$$

= 5,451.0499 ft/jam = 1.5142 ft/s

Menghitung N_{RE} , *check* jenis aliran :

$$N_{RE} = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0.2058 \times 5{,}451.0499 \times 62.2107}{2.0680}$$

= 3.3740E+04 asumsi aliran OK

Berdasarkan Christie J. Geankoplis diperoleh nilai :

α = 1

ε = 4.6E-05

ε/ID = 0.0007

f = 0.00580

diasumsikan :

Keterangan	Jumlah	L/ID	L (ft)
Pipa lurus	-	-	50
Elbow 90°	3	35	21.6038
Globe valve (WO)	1	300	61.7250
Total (ΔL)	-	-	**133.3288**

Menghitung *friction loss*

- *Friction* pada pipa lurus(ΔL)

$$F_f = \frac{4 \times f \times \Delta L \times v^2}{2 \times g_c \times ID}$$

- *Contraction loss*

$$K_c = 0.55 \quad (1 - \frac{A_2}{A_1})$$

$$= 0.55$$ karena diasumsikan nilai $A_2 >>> A_1$ jadi $A_2/A_1 = 0$

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Expansion loss*

$$K_{ex} = (1 - \frac{A_1}{A_2})$$

$$= 1$$ karena diasumsikan nilai $A_1 >>> A_2$ jadi $A_1/A_2 = 0$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Friction* pada *elbow* 90°

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

- *Friction* pada *globe valve wide open*

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 \times g_c}$$

Friction	Jumlah n	K	h ($lb_f.ft/lb_m$)	n × h ($lb_f.ft/lb_m$)
Pipa lurus	1	-	0.5357	0.5357
Contraction loss	1	0.55	0.0196	0.0196
Expansion loss	1	1	0.0356	0.0356
Elbow 90°	3	0.75	0.0267	0.0802
Globe valve (WO)	1	6	38.9783	38.9783
Total *Friction* (ΣF)	-	-	-	39.6493

Direncanakan :

$\Delta Z = 10$ ft

$\Delta P = 0$ tidak ada perubahan tekanan ($P_1 = P_2$)

maka dengan menggunakan pers. Bernoulli diperoleh nilai :

$$\frac{\Delta v^2}{2\alpha\, g_c} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\frac{1.5142^2}{} + \frac{10}{} + 0 + 39.6493 + W = 0$$

$2 \times 1 \times 32.174 \quad 32.174$

$W_s = 39.9958 \quad lb_f.ft/lb_m$

Menentukan *Horse Power*

dari Timmerhouse diperoleh nilai η = 48%

m = laju alir *feed* / jumlah pompa

= 11,280.2425 / 1

= 11,280.2425 lb/Jam = 3.1334 lb/s

$$BHP = \frac{W_s \times m}{\eta \times 550}$$

$$= \frac{39.9958 \times 3.1334}{48\% \times 550}$$

= 0.4747 HP

Menentukan Daya Motor Pompa

dari Timmerhouse diperoleh nilai η = 80%

$$BHP = \frac{BHP}{\eta}$$

$$= \frac{0.4747}{80\%}$$

= 0.5934 HP

Daya pompa total = jumlah pompa × BHP

= 1 × 0.5934

= 0.5934 ≈ 1 HP

= 0.4425 KW

Spesifikasi peralatan :

Nama alat	:	Pompa
Type	:	*Centrifugal Pump*
Bahan konstruksi	:	*Cast Iron*
Kapasitas	:	181.3231 ft^3/Jam
Power	:	1 HP
Jumlah	:	1 Buah

22. Bak Klorinasi (F-250)

Fungsi : Tempat penambahan Cl_2 untuk menghilangkan kandungan bakteri dalam air

Type : Bak persegi panjang

Bahan : Beton bertulang

- Perhitungan :

Laju alir *feed* = 5,117 Kg/Jam = 11,280.2425 lb/Jam

Densitas = 996.52 Kg/m^3 = 62.2107 lb/ft^3

Laju alir volumetrik

$$Q = \frac{\text{Laju alir } feed}{\text{densitas}}$$

$$= \frac{11{,}280.2425}{62.2107}$$

= 181.3231 ft^3/Jam = 0.0504 ft^3/s = 18.8466 gpm

Waktu pengendapan (t) = 12 Jam

Volume air = Q × t

= 181.3231 × 12

= 2,175.8774 ft^3

diperkirakan air akan mengisi sebanyak 80% volume total bak klorinasi

$$\text{Volume total } storage = \frac{100\%}{80\%} \times 2{,}175.8774$$

= 2,719.8468 ft^3

Direncanakan bak sedimentasi berbentuk persegi panjang dengan nilai perbandingan :

panjang × lebar × tingg = 5 × 3 × 2

Volume bak klorinasi = 30 X^3

2,719.8468 = 30 X^3

90.6616 = X^3

X = 4.4924 ft

Jadi ukuran bak klorinasi sesungguhnya :

Panjang = 22.4618 ft = 6.8464 m

Lebar = 13.4771 ft = 4.1078 m

Tinggi = 8.9847 ft = 2.7385 m

Spesifikasi peralatan :

Bentuk : Bak persegi panjang

Ukuran : 6.8464 × 4.1078 × 2.7385 m

Volume : 2,719.8468 ft^3

Bahan konstruksi : Beton

Jumlah : 1

23. Pompa Air ke Bak Sanitasi (L-252)

Fungsi : Memompa air dari bak *klorinasi* ke bak sanitasi

Type : *Centrifugal*

Bahan : *Cast Iron*

- Perhitungan :

Tekanan (P)	=	1	atm	=	14.696	psia
Temperatur (T)	=	27	°C	=	300.15	K
Laju alir *feed*	=	5,117	Kg/Jam	=	11,280.2425	lb/Jam
Densitas	=	996.52	Kg/m^3	=	62.2107	lb/ft^3
Viskositas	=	8.549E-04	Pa.s	=	2.0680	lb/ft.Jam

Spesifikasi peralatan :

Nama alat : Pompa

Type : *Centrifugal Pump*

Bahan konstruksi : *Cast Iron*

Kapasitas : 181.3231 ft^3/Jam

Power : 1 HP

Jumlah : 1 Buah

24. Bak Air Sanitasi (F-253)

Fungsi : Menampung air sanitasi

Type : Bak persegi panjang

Bahan : Beton bertulang

- Perhitungan :

Laju alir *feed*	=	5,117	Kg/Jam	=	11,280.2425	lb/Jam
Densitas	=	996.52	Kg/m^3	=	62.2107	lb/ft^3

Spesifikasi peralatan :

Bentuk : Bak persegi panjang

Ukuran : 6.8464 × 4.1078 × 2.7385 m

Volume : 2,719.8468 ft^3

Bahan konstruksi : Beton

Jumlah : 1

2. Unit penyediaan *steam*

Unit penyediaan *steam* berfungsi untuk menyediakan kebutuhan *steam* yang digunakan sebagai media pemanas pada proses produksi. *Steam* yang dibutuhkan dalam proses produksi mempunyai kondisi sebagai berikut :

- Tekanan = 1 atm
- Temperatur = 250 °C

Tabel D.1. Data Kebutuhan Steam

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah *Steam* (Kg/Jam)
1	R-210	Reaktor Hidrolisa	1810.87
2	R-110	Reaktor Pretreatment	962.03
3	F-322	Tangki Inaktivasi	1014.38
4	E-415	Preheater	1894.18
5	E-418	Preheater	134.80
6	E-414	Reboiler (destilasi)	24059.22
Total			**59,751**

Direncanakan banyaknya *steam* yang di*supply* adalah 20% *excess, sehingga :*

Kebutuhan steam = (100% + 20%) × Jumlah steam

= 120% × 59,751

= 71,701 Kg/Jam

Make up untuk kebutuhan *steam* direncanakan 10% *excess,* sehingga :

Make *up steam* = (100% + 10%) × Kebutuhan *steam*

= 110% × 71,701

= 78,871 Kg/Jam = 21.9087 Kg/s

3. Unit penyediaan tenaga listrik

Penyediaan tenaga listrik ditujukan untuk menunjang kegiatan perusahaan, baik dalam hal produksi maupun pendukung proses produksi. Tenaga listrik didapatkan PLN sebesar 40% dan 60% generator. Adapun perincian kebutuhan listrik terbagi menjadi :

1. Peralatan proses produksi
2. Peralatan utilitas air

3. Listrik untuk penerangan

Adapun perincian dari penggunaan tenaga listrik yang disediakan untuk menggerakkan motor instrumentasi dan lain-lain adalah sebagai berikut :

1. Perincian kebutuhan listrik untuk peralatan proses produksi

No	Kode Alat	Nama Alat	Total Daya (HP)
1	J-112a	Belt Conveyor	1.18
2	J-112b	Belt Conveyor	1.18
3	L-114a	Pompa cooler	0.11
4	L-114b	Pompa Asam Sulfat	0.07
5	L-114c	Pompa Asam Sulfat	0.03
6	E-115	Tangki Pendingin	3.95
7	F-118	Tangki Pengenceran H2SO4	1.86
8	R-210	Reaktor Hidrolisa	5.38
9	J-212	Bucket Elevator	1.60
10	E-215	Tangki pendingin	8.26
11	G-217	Pompa vaccum 1	3.60
12	L-219a	Pompa filtrat rotary vac	1.00
13	L-219b	Pompa Hidrolisa	1.00
14	L-219c	Pompa netralisasi	1.00
15	R-310	Tangki starter	1.02
16	G-317	Pompa Vaccum 2	6.10
17	L-314	Pompa filtrat	1.00
18	L-315	Pompa fermentor	1.00
19	R-320	Fermentor	19.92
20	L-321	Pompa Tangki Inaktifasi	0.27
21	L-321b	Pompa ke rotary vaccum	1.00
22	L-321c	Pompa ke Destilasi	1.65
23	G-325	Pompa vaccum 3	1.80
24	L-413a	Pompa refluks	1.00

25	L-413b	Pompa Feed membran	1.00
26	L-417	Pompa storage etanol	1.00
Total			**66.98**

Berdasarkan data di atas, diketahui kebutuhan listrik untuk peralatan proses produksi yai 67.0 HP, sehingga total kebutuhan listrik untuk kebutuhan peralatan proses produksi adalah sebagai berikut :

Kebutuhan listrik peralatan proses produks: = 67.0 HP × 0.7457 KW/HP

= 49.9485 KW

2. Perincian kebutuhan listrik untuk peralatan utilitas

No	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah	Total Daya (HP)
1	L-212	Pompa	4	3
2	L-214	Pompa	4	3
3	L-216	Pompa	4	3
4	H-210	Motor Pengaduk	6	6
4	L-223	Pompa	1	1
6	L-234	Pompa	1	1
7	P-240	*Fan Cooling Tower*	1	6
8	L-234	Pompa	1	1
9	L-241	Pompa	1	1
10	L-243	Pompa	1	1
11	L-244	Pompa	1	1
12	L-251	Pompa	1	1
13	L-252	Pompa	1	1
Total			**27**	**29**

Berdasarkan data di atas, diketahui kebutuhan listrik untuk peralatan utilitas yai 29 HP, sehingga total kebutuhan listrik untuk kebutuhan peralatan utilitas adalah sebagai berikut :

Kebutuhan listrik peralatan proses utilitas = 29 HP × 0.7457 KW/HP

= 21.6253 KW

3. Perincian kebutuhan listrik untuk instrumentasi

Kebutuhan listrik untuk peralatan proses produkai dan alat utilitas adalah

No	Keterangan	Daya	Kebutuhan listrik
1.	Peralatan proses produksi	66.982	49.9485
2.	Peralatan proses utilitas	29	21.6253
	Total	**95.982**	71.5738

Tenaga listrik untuk kebutuhan intrumentasi direncanakan sebesar 10% dari tenaga listrik yang dibutuhkan untuk proses dan utilitas. Sehingga kebutuhan listrik untuk instrumentasi adalah sebagai berikut :

Kebutuhan listrik instrumentasi = 71.5738 × 10%

= 7.1574 KW

4. Perincian kebutuhan listrik untuk penerangan

Pemakaian listrik untuk penerangan dapat diperoleh dengan mengetahui luas bangunan dan area lahan yang dipergunakan, dengan menggunakan rumus :

$$L = \frac{A \times F}{U \times D}$$

Dimana :

L = Lumen Outlet

A = Luas Daerah (ft^2)

F = Foot Candle

U = Koefisien Listrik (0,8)

D = Efisiensi penerangan rata-rata (0,75)

No	Lokasi	Luas Total		Candle	Lument
		(m^2)	(ft^2)		
1	Pos Keamanan	40	431	4	2,870.37
2	Taman	800	8,611	20	287,037.33
3	Parkir Tamu	100	1,076	10	17,939.83
4	Parkir Karyawan	150	1,615	10	26,909.75
5	Lobi	100	1,076	15	26,909.75

6	*Main Office Building* A	300	3,229	20	107,639.00
7	*Main Office Building* B	300	3,229	20	107,639.00
8	Masjid	100	1,076	6	10,763.90
9	Perpustakaan	30	323	8	4,305.56
10	Poliklinik	50	538	8	7,175.93
11	Toilet	150	1,615	4	10,763.90
12	Ruang Pemeriksaan Bahan Baku	40	431	10	7,175.93
13	Kantor Pusat Divisi Teknik	400	4,306	20	143,518.67
14	Kantor Pusat Divisi Produksi	400	4,306	20	143,518.67
15	Kantin	120	1,292	6	12,916.68
16	Gudang Bahan Baku	400	4,306	15	107,639.00
17	Area Proses Produksi	40,000	430,556	30	21,527,800.00
18	Garasi	60	646	10	10,763.90
19	Bengkel	60	646	15	16,145.85
20	Ruang kontrol	100	1,076	10	17,939.83
21	Laboratorium	100	1,076	15	26,909.75
22	Gudang Bahan Bakar	400	4,306	6	43,055.60
23	Pemadam Kebakaran	150	1,615	10	26,909.75
24	Timbangan Truk	80	861	8	11,481.49
25	Area Utilitas	1,500	16,146	20	538,195.00
26	Gudang Produk Samping	450	4,844	15	121,093.88
27	Pengolahan Air	3,000	32,292	15	807,292.50
28	Gudang Produk Utama	750	8,073	15	201,823.13
29	Area *Waste Water Treatment*	2,500	26,910	15	672,743.75
30	Area *Waste Treatment*	1,500	16,146	15	403,646.25
31	Area Perluasan Pabrik	10,000	107,639	10	1,793,983.33
32	Halaman dan Jalan	9,000	96,875	20	3,229,170.00
Total		**73,130**	**787,164**	425	30,473,677.29

Berdasarkan data diatas, penggunaan lampu untuk masing-masing lokasi akan dibedakan sesuai dengan kebutuhan. Hal ini bertujuan untuk efisiensi energi

sehingga dapat menekan pemborosan energi. Adapun jenis-jenis lampu dan lokasi penggunaan lampu tersebut adalah sebagai berikut :

a. Penggunaan lampu *mercury* 250 watt dengan *lumen output* 10,000

No	Lokasi	Lumen	Jumlah Lampu
1	Taman	287,037.33	29
2	Parkir Tamu	17,939.83	2
3	Parkir Karyawan	26,909.75	3
4	Ruang Pemeriksaan Bahan Baku	7,175.93	1
5	Gudang Bahan Baku	107,639.00	11
6	Area Proses Produksi	21,527,800.00	2153
7	Garasi	10,763.90	2
8	Bengkel	16,145.85	2
9	Gudang Bahan Bakar	43,055.60	5
10	Area Utilitas	538,195.00	54
11	Gudang Produk Samping	121,093.88	12
12	Pengolahan Air	807,292.50	81
13	Gudang Produk Utama	201,823.13	20
14	Area *Waste Water Treatment*	672,743.75	67
15	Area *Waste Treatment*	403,646.25	40
16	Area Perluasan Pabrik	1,793,983.33	179
17	Halaman dan Jalan	3,229,170.00	323
Total		**29,812,415.03**	**2984**

Maka :

Kebutuhan listrik = 2,984 × 250 watt

= 746,000 watt = 746.000 KW

b. Penggunaan lampu *flourescent* 40 watt dengan *lumen output* 1,960

No	Lokasi	Lumen	Jumlah Lampu
1	Lobi	26,909.75	14
2	*Main Office Building* A	107,639.00	55

3	*Main Office Building* B	107,639.00	55
4	Kantor Pusat Divisi Teknik	143,518.67	73
5	Kantor Pusat Divisi Produksi	143,518.67	73
6	Ruang kontrol	17,939.83	9
7	Laboratorium	26,909.75	14
8	Pemadam Kebakaran	26,909.75	14
9	Timbangan Truk	11,481.49	6
Total		**612,465.91**	**313**

Maka :

Kebutuhan listrik = 313 × 40 watt

= 12,520 watt = 12.520 KW

c. Penggunaan lampu *flourescent* 20 watt dengan *lumen output* 1,960

No	Lokasi	Lumen	Jumlah Lampu
1	Pos Keamanan	2,870.37	2
2	Mushola	10,763.90	6
3	Perpustakaan	4,305.56	2
4	Poliklinik	7,175.93	4
5	Toilet	10,763.90	6
6	Kantin	12,916.68	7
Total		**48,796.35**	**27**

Maka :

Kebutuhan listrik = 27 × 20 watt

= 540 watt = 0.540 KW

Sehingga kebutuhan listrik total untuk penerangan adalah

Kebutuhan listrik = 746.000 + 12.520 + 0.540

= 759.060 KW

5. Kebutuhan listrik untuk lain-lain

Kebutuhan listrik untuk lain-lain seperti pemakaian computer, mesin foto copy, mesin fax, lemari es dan peralatan elektronik lain di asumsikan sebesar 10 KW.

Sehingga, kebutuhan listrik total

No	Keterangan	Jumlah Kebutuhan (KW)
1	Kebutuhan listrik proses	49.9485
2	Kebutuhan listrik utilitas	21.6253
3	Kebutuhan listrik instrumentasi	7.1574
4	Kebutuhan listrik penerangan	759.060
5	Kebutuhan listrik lain-lain	10
	Total	**847.7912**

Ditetapkan *safety factor* adalah sebesar 10%, maka kebutuhan listrik total Pra Rencana Pabrik bioetanol adalah :

Kebutuhan listrik total = 847.791 + (847.791 × 10%)

= 932.5703 KW

Pemenuhan kebutuhan listrik yang diperlukan oleh pabrik direncanakan akan dipenuhi oleh PLN sebesar 40% dan untuk menjamin kelancaran produksi kebutuhan listrik sebesar 60% akan dipenuhi oleh generator set yang dimiliki oleh pabrik, sehingga :

Kebutuhan listrik yang dipenuhi PLN = 932.5703 × 40%

= 373.0281 KW

Kebutuhan Listrik yang dipenuhi pabrik = 932.5703 × 60%

= 559.5422 KW

Generator

Fungsi : Menyediakan kebutuhan listrik sebesar 60% dari kebutuhan listrik total pabrik

Type : *Generator set*

Listrik yang disuplai oleh gener = 932.5703 × 60%

= 559.5422 KW

Efisiensi (*Power factor*) genera = 80% (Gael D. Ulrich. Fig. 4-2. hal 87)

Sehingga power yang harus dibangkitkan oleh generator adalah

$$\text{Kapasitas total generator} = \frac{559.5422}{0.80}$$

= 699.4277 KW

Jadi generator yang digunakan untuk membangkitkan tenaga listrik mempunyai kapasitas

pembangkit berkekuat = 699.4277 KW = 725 KW

4. Unit Penyediaan bahan bakar

Jenis Bahan bakar yang digunakan adalah diesel oil (solar)

Jumlah solar yang di butuhkan adalah :

Daya generator = 725.0000 KW = 725,000 Watt

= 2,473,802 Btu/Jam

Heating value solar adalah sebesa 130,500 Btu/gallon (www.bioenergy.onrl.gov)

Maka bahan bakar yang dibutuhkan adalah :

$$= \frac{2{,}473{,}802}{130{,}500} = 18.9563 \text{ Gallon/Jam}$$

$$= 71.7575 \text{ Liter/Jam}$$

Spesifikasi Generator :

Type : AC generator 3 phase

Kapasitas : 725 KW

Power factor : 0.80

Jumlah : 2 buah (1 cadangan)

Tangki Bahan Bakar

Fungsi : Menyimpan bahan bakar yang akan digunakan

Type : *Fixed Roof*

Bahan : *Carbon Steel* SA 299 *Grade C*

f : 18,750

E : 0.8

Dasar Perhitungan

Kondisi : P = 1 atm = 14.969 psia

T = 30 °C

Densitas : 0.88 gr/cm^3 = 54.77824 lb/ft^3

Viskositas : 13.7 cp = 0.009206 lb/ft.s

Waktu penyimpanan = 15 hari

Kebutuhan bahan baka: = 71.7575 L/jam = 2.5341 ft^3/jam

= 60.8183 ft^3/hari

Volume bahan bakar = 15 × 60.8183 ft^3/hari

= 912.2740 ft^3

Trial jumlah *storage* = 3 buah

$$\text{Volume bahan baku} = \frac{912.2740}{3}$$

$$= 304.0913 \ ft^3 = 7.2425 \ m^3$$

Diperkirakan fluida akan mengisi sebanyak 80% volume total *storage*

$$\text{Volume tangki} = \frac{304.0913}{80\%} = 380.1142 \ ft^3$$

Menghitung diameter tangki :

Ls = 1.5 × di

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi \cdot di^3}{24 \text{ tg } 1/2\ \alpha} + \frac{\pi}{4} di^2 \ Ls$$

$$380.1142 = \frac{\pi \cdot di^3}{24 \text{ tg } 60^\circ} + \frac{\pi}{4} di^2 \ (1{,}5 \cdot di)$$

$$380.1142 = 0.0755 \ di^3 + 1.1775 \ di^3$$

$$d^3 = 303.3538$$

$$di = 6.7192 \ ft = 80.6302 \ in = 2.048 \ m$$

Ls = 1.5 × di

= 1.5 × 6.7192

= 10.0788 ft = 120.9453 in = 3.0720 m

hg = Ls = 10.0788 ft

Menghitung tekanan

$$P_{hidrostatik} = \frac{\rho \times (hg - 1)}{144}$$

$$= \frac{54.7782 \times 9.0788}{144}$$

$$= 3.45361 \text{ psig}$$

untuk faktor keamanan maka P desain ditambah 5 %

$$P_{desain} = (100\% + 5\%) \times (P_{operasi} + P_{hidrostatik})$$

$$= 105\% \times 18.4226$$

$$= 19.344 \text{ psig}$$

Menghitung tebal tangki :

$$ts = \frac{P \times di}{2\,(f \times E - 0{,}6 \times P)} + C$$

$$= \frac{19.344 \times 80.630}{2(18,750 \times 0.8 - 0.6 \times 19.344)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0.11451 \times \frac{16}{16} = \frac{1.832}{16} = \frac{6}{16} = \frac{3}{8} \text{ in}$$

Standarisasi do :

do = di + 2ts

$$= 80.6302 + 2 \left(\frac{3}{8} \right)$$

= 81.3802 in = 228 in

Dari tabel 5-7 Brownell and Young hal : 89 didapatkan harga :

do = 228

icr = 13 2/3

r = 228

Menentukan harga di :

di = do - 2 ts

$$= 228 - 2 \left(\frac{3}{16} \right)$$

= 227.625 in = 18.969 ft

Menentukan tebal tutup tangki

$$tha = \frac{P \times di}{2(f \times E - 0,6 \times P) \cos 0,5\,\alpha} + C$$

$$= \frac{19.344 \times 227.625}{2(18750 \times 0.8 - 0.6 \times 19.344) \times 0.5} + \frac{1}{16}$$

$$= 0.13591 \times \frac{16}{16} = \frac{2.174619}{16} = \frac{3}{16}$$

Menentukan tinggi tutup atas berbentuk conis

Tinggi tutup atas berbentuk conis :

$$tg\ 1/2\ \alpha = \frac{1/2\ .\ di}{h}$$

$$h = \frac{1/2\ .\ di}{tg\ 1/2\ \alpha} = \frac{1/2 \times 227.625}{1.732}$$

= 65.71161 in

Menentukan tinggi storage :

Tinggi shell = Ls = 10.07878 ft = 120.9453 in = 3.0720 m

Tinggi tangki = tinggi shell + tinggi tutup atas

= 120.945 + 65.7116

= 186.657 in = 4.741085 m

Kesimpulan :

Diameter luar (do)	=	228	in
Diameter dalam (di)	=	227.625	in
Tinggi silinder (Ls)	=	120.9453	in
Tebal silinder (ts)	=	6/16	in
Tebal tutup atas (tha)	=	3/16	in
Tinggi tutup atas (ha)	=	65.7116	in
Tinggi storage	=	186.657	in
Jumlah	=	3	buah

APPENDIX E

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Metode Penafsiran Harga

Penafsiran harga suatu peralatan setiap tahun akan mengalami perubahan esuai dengan kondisi perekonomian yang ada pada saat itu. Dalam penaksiran arga peralatan diperlukan indeks yang dapat mengkonversi harga peralatan pada asa tersebut, sehinggadapat diperoleh harga peralatan pada saat ini. Maka untuk nemperoleh harga peralatan pada waktu yang diinginkan dapat digunakan ersamaan sebagai berikut :

$$C_x = C_k \times \frac{I_x}{I_k}$$

(Peters and Klaus D. Timmerhaus. hal. 164)

imana :

C_x = Tafsiran harga pada saat ini

C_k = Tafsiran harga pada tahun k

I_x = Indeks harga saat ini

I_k = Indeks harga tahun k

Sedangkan untuk menafsir harga peralatan yang sama dengan kapasitas rbeda digunakan persamaan sebagai berikut :

$$V_A = V_B \times \frac{\left[C_A \right]^n}{C_B}$$

(Peters and Klaus D. Timmerhaus. hal. 169)

mana :

V_A = Harga alat A

V_B = Harga alat B

C_A = Kapasitas A

C_B = Kapasitas B

n = Eksponen harga alat (Peters and Klaus D. Timmerhaus. hal. 170)

Harga peralatan pada Pra Rencana Pabrik bioetanol ini didasarkan pada harga t yang terdapat pada Peters and Klaus D. Timmerhaus, Gael D. Ulrich dan

www.matche.com.

Tabel E.1. Indeks harga alat pada tahun sebelum evaluasi

No	Tahun (yi)	Indeks (xi)	xi^2	xi . yi
1	2001	1093.9	1196617.21	2188893.9
5	2005	1244.5	1548780.25	2495222.5
6	2006	1302.3	1695985.29	2612413.8
7	2007	1373.3	1885952.89	2756213.1
8	2008	1449.3	2100470.49	2910194.4
9	2009	1468.6	2156785.96	2950417.4
Σ	**18045**	**11338.2**	**14455188.94**	**22736248.3**

(Peters and Klaus D. Timmerhaus. hal. 163)

$$a = \frac{(\Sigma Yi)(\Sigma Xi^2) - (\Sigma Xi)(\Sigma Xi . Yi)}{n(\Sigma Xi^2) - (\Sigma Xi)^2}$$

$$= \frac{18045 \times 14455188.94 - 11338.2 \times 22736248}{9 \times 14455188.94 - 11338.2^2}$$

$$= 1981.7834$$

$$b = \frac{n(\Sigma Xi . Yi) - (\Sigma Yi)(\Sigma Xi)}{n(\Sigma Xi^2) - (\Sigma Xi)^2}$$

$$= \frac{9 \times 22736248 - 18045 \times 11338}{9 \times 14455188.94 - 11338.2^2}$$

$$= 0.0184$$

Gambar E.1. Grafik Hubungan antara Indeks Harga Alat dengan Tahun

Kenaikan harga setiap tahun merupakan suatu fungsi linier, tahun dan indeks harga setiap tahun merupakan persamaan garis lurus, sehingga :

$$y = a + bx$$

Dimana :

y = Tahun

a = Konstanta

b = Gradien

x = Indeks harga

Sehingga indeks harga setiap tahunnya adalah :

$$y = a + bx$$

$$y = 1981.7834 + 0.0184 \cdot x$$

Indeks harga tahun 2009 adalah

$$2009 = 1,981.7834 + 0.0184 \cdot x$$

$$x = 1,476.8520$$

Indeks harga tahun 2015 adalah

$$2014 = 1,981.7834 + 0.0184 \cdot x$$

$$x = 1,748.1670$$

Harga Peralatan

Berdasarkan rumus yang ada yaitu dengan menggunakan rumus-rumus pada

metode penafsiran harga, maka didapatkan harga peralatan proses seperti yang tertera pada tabel berikut ini, yaitu harga peralatan proses pada tabel E.2. dan harga peralatan utilitas pada tabel E.3. adapun tabel tersebut adalah sebagai berikut :

Contoh perhitungan penafsiran harga peralatan :

Nama alat : Belt Conveyor

Jenis : 45° Troughed Belt

Berdasarkan www.matche.com diperoleh :

Harga alat tahun 2009 = US$ 115,600

Sehingga harga HE pada tahun 2014 $= \frac{\text{Indeks Tahun 2014}}{\text{Indeks Tahun 2009}} \times$ Harga 200

$= \frac{1,748.1670}{1,476.8520} \times$ 115,600.0

= US$ 136,837.07

Dengan menggunakan cara yang sama, maka didapatkan harga peralatan seperti yang ada pada tabel berikut :

Tabel E.2. Daftar Harga Peralatan Proses Tahun 2014

No	Nama Alat	Kode		Jumlah	Harga ($)	
					Satuan	Total
1	Reaktor Delignifikasi	R	110	1	355823.74	355,823.74
2	Storage Jerami Kering	F	111	1	9469.69	9,469.69
3	Belt Conveyor	J	112	1	136837.07	136,837.07
4	Knife Cutter	C	113	1	9114.58	9,114.58
5	Pompa Sentrifugal	L	114	1	11837.12	11,837.12
6	Tangki pengenceran H2	F	118	1	112452.61	112,452.61
7	Cooler	E	115	1	25094.69	25,094.69
8	Rotary Vacuum Filter	H	116	1	208333.26	208,333.26
9	Tangki Penampung H2S	F	117	1	126538.78	126,538.78
10	Blowdown Tank	F	119	1	119673.25	119,673.25

11	Reaktor Hydrolisa	R	210	1	432291.52	432,291.52
12	Screw Conveyor	J	211	1	3196.02	3,196.02
13	Bucket Elevator	J	212	1	17045.45	17,045.45
14	Bin	F	213	1	19767.99	19,767.99
15	Blowdown Tank	F	214	1	34801.12	34,801.12
16	Cooler	E	215	1	32788.81	32,788.81
17	Tangki Panampung Filt	F	216	1	128077.61	128,077.61
18	Pompa Vacuum	G	217	1	37878.77	37,878.77
19	Tangki Netralisasi	F	218	1	127130.64	127,130.64
20	Pompa Sentrifugal	L	219	1	11837.12	11,837.12
21	Tangki Starter	R	310	6	138257.53	829,545.17
22	Rotary Vacuum Filter	H	311	1	208333.26	208,333.26
23	Tangki Penampung Filt	F	312	1	128077.61	128,077.61
24	Pompa Vacuum	G	313	1	37878.77	37,878.77
25	Pompa Sentrifugal	L	314	6	10298.29	61,789.75
26	Pompa Sentrifugal	L	315	2	10298.29	20,596.58
27	Tangki Fermentor	R	320	8	343394.77	2,747,158.15
28	Pompa Sentrifugal	L	321	1	6628.79	6,628.79
29	Tangki Penampung	F	322	1	126538.78	126,538.78
30	Rotary Vacuum Filter	H	323	1	208333.26	208,333.26
31	Tangki Penampung Filt	F	324	1	128077.61	128,077.61
32	Pompa Vacuum	G	325	1	37878.77	37,878.77
33	Kolom Distilasi	D	410	1	325520.72	325,520.72
34	Kondenser	E	411	2	94578.57	189,157.13
35	Tangki Akumulator	F	412	1	126538.78	126,538.78
36	Pompa Sentrifugal	L	413	1	6628.79	6,628.79
37	Reboiler	E	414	1	107125.91	107,125.91
38	Vaporizer	E	415	1	46756.61	46,756.61
39	Membran Separator	F	416	2	236742.34	473,484.69
40	Tangki Penampung	F	417	1	118607.91	118,607.91
41	Pompa Sentrifugal	L	418	1	6628.79	6,628.79
42	Storage Ethanol	F	419	1	57528.39	57,528.39
Jumlah Total				**112**	**29,721,042.41**	**7,958,804.09**

Tabel E.3. Daftar Harga Peralatan Utilitas Tahun 2014

o	Nama Alat	Kode	Jumlah	Harga ($)	
				Satuan	Total
	Filter air sungai	H-211	4	3,991.48	15,965.90

2	Pompa Air Sungai	L-212	4	21,306.81	85,227.24
3	Bak Sedimentasi	F-213	1	182,008.70	182,008.70
4	Pompa Air Sedimentasi	L-214	4	21,306.81	85,227.24
5	Bak Skimmer	F-215	1	318,049.13	318,049.13
6	Pompa Air Skimmer	L-216	4	21,306.81	85,227.24
7	Tangki Clarifier	H-210	6	1,268,938.96	7,613,633.75
8	Sand Filter	H-221	9	379,971.46	3,419,743.14
9	Bak Air Bersih	F-222	1	300,379.87	300,379.87
10	Pompa ke Kation	L-223	1	10,653.41	10,653.41
11	Kation Exchanger	D-220A	1	742,897.47	742,897.47
12	Anion Exchanger	D-220B	1	868,370.91	868,370.91
13	Bak Air Lunak	F-231	1	59,964.47	59,964.47
14	Pompa ke Deaerator	L-232	1	10,653.41	10,653.41
15	Deaerator	D-233	1	414,299.10	414,299.10
16	Pompa Air ke Boiler	L-234	1	10,653.41	10,653.41
17	Boiler	Q-230	1	1,160,728.77	1,160,728.77
18	Pompa ke Bak Pndgin	L-241	4	21,306.81	85,227.24
19	Bak Air Pendingin	F-242	1	294,432.90	294,432.90
20	Pompa ke Peralatan	L-243	4	21,306.81	85,227.24
21	Pompa ke Cooling Twr	L-244	4	21,306.81	85,227.24
22	Cooling Tower	P-240	1	898,437.19	898,437.19
23	Pompa ke Bak Klorinas	L-251	1	11,600.37	11,600.37
24	Bak Klorinasi	F-250	1	93,508.49	93,508.49
25	Pompa ke Bak Sanitasi	L-252	1	11,600.37	11,600.37
26	Bak Air Sanitasi	F-253	1	93,508.49	93,508.49
27	Generator		2	1,420,454.06	2,840,908.12

3	Storage Solar		3	1,062,973.12	3,188,919.36
	Jumlah Total		**65**	**9,745,916.40**	**23,072,280.20**

rdasarkan tabel-tabel tersebut diatas, dapat diketahui harga total dari peralatan

ıg dibutuhkan oleh pabrik yaitu sebesar :

rga total peralatan = Harga peralatan proses + Harga peralatan utilitas

= US$ 7,958,804.09 + 23,072,280.20

= US$ 31,031,084.28

ngan faktor keamanan (*safety factor*) sebesar 20%, maka :

rga total peralatan = (100% + 20%) × US$ 31,031,084.28

= 1.2 × US$ 31,031,084.28

= US$ 37,237,301.14

umsi nilai tukar rupiah terhadap Dollar Amerika sebesar = Rp. 9,500 / 1 US$

rga total peralatan = US$ 37,237,301.14

= Rp. 353,754,360,831.46

Gaji Karyawan

Dari Tabel 10.9.1 diketahui bahwa gaji karyawan per bulan sebesar :

Gaji per bulan = Rp. 763,250,000.00

Gaji per tahun = Gaji per bulan × 12 bulan/tahun

= Rp. 763,250,000.00 × 12

= Rp. 14,159,000,000.00

Utilitas

a. Listrik PLN

Kebutuhan listrik/jam = 932.5703 KW

Kebutuhan listrik/tahun = 307,748.1893 KW

Harga listrik/KWH = Rp. 605.00

Biaya kebutuhan listrik/tahun

= Rp. 605.00 × 307,748.1893 × 24 jam/hari

= Rp. 4,468,503,708.87

b. Bahan Bakar

Kebutuhan/jam = 71.7575 L

Kebutuhan/tahun = 568,319.3506 L

Harga/L = Rp. 9,000.00

Biaya kebutuhan/tahun

= Rp. 9,000.00 × 568,319.3506

= Rp. 5,114,874,155.45

c. Alum

Kebutuhan/hari = 112.5008 Kg

Kebutuhan/tahun = 37,125.2640 Kg

Harga/Kg = Rp. 1,615.00

Biaya kebutuhan/tahun

= Rp. 1,615.00 × 37,125.2640

= Rp. 59,957,301.36

d. Resin

Kation Resin

Kebutuhan/jam = 55.5257 Kg

Kebutuhan/tahun = 439,763.8080 Kg

Harga/Kg = Rp. 9,500.00

Biaya kebutuhan/tahun

= Rp. 9,500.00 × 439,763.8080

= Rp. 4,177,756,176.00

Anion Resin

Kebutuhan/jam = 55.5257 Kg

Kebutuhan/tahun = 439,763.8080 Kg

Harga/Kg = Rp. 8,550.00

Biaya kebutuhan/tahun

= Rp. 8,550.00 × 439,763.8080

= Rp. 3,759,980,558.40

Kebutuhan Total Resin/tahun = Rp. 7,937,736,734.40

Kebutuhan Total Utilitas/tahun = Rp. 17,581,071,900.08

5. **Harga Tanah & Bangungan**

Luas Tanah	=	20,664	m^2
Luas Bangunan Pabrik	=	1,388	m^2
Harga tanah/m^2	=	Rp.	300,000.00
Harga bangunan/m^2	=	Rp.	850,000.00
Harga tanah	=	Rp.	6,199,200,000.00
Harga bangunan	=	Rp.	1,179,800,000.00

Harga tanah dan bangunan	=	6,199,200,000.00	
	=	+	1,179,800,000.00
	=	**Rp.**	**7,379,000,000.00**

6. **Pengadaan Bahan Baku & Pendukung Produksi**

a. ***H2SO4***

Kebutuhan/hari	=	1,425	Kg
Kebutuhan/tahun	=	470,250	Kg
Harga/Kg	=	Rp. 1,705.00	

Biaya kebutuhan/tahun

= Rp. 1,705.00 × 470,250.0000

= Rp. 801,776,250.00

b. **Ca(OH)2**

Kebutuhan/hari	=	1,072	Kg
Kebutuhan/tahun	=	353,760	Kg
Harga/Kg	=	Rp. 935.00	

Biaya kebutuhan/tahun

= Rp. 935.00 × 353,760

= Rp. 330,765,600.00

Kebutuhan Total Bahan Baku/tahun = Rp. 1,132,541,850.00

7 **Penjualan Produk**

a. **Bioetanol**

Kapasitas/jam = 13,424 KL= 13.4236 L

Kapasitas/tahun = 106,314,689 KL= 106315 L

Harga/Kg = 25,000.00

http//www.wordpress.com

Harga Jual Produk/tahun

= Rp. 25,000.00 × 106,314,689

= Rp. 2,657,867,228,897.34

Penjualan Produk/Tahun = Rp. 2,657,867,228,897.34

8 **Pengemasan Produk**

a. **Bioetanol**

Kapasitas/jam = 13 L

Kapasitas/tahun = 106,315 L

Tiap kemasan (drum) berisi = 200 L

Harga kemasan = Rp. 190000.00

Jumlah kantong yang dibutuhkan = 532 Drum

Harga pengemasan = Rp. 100,998,954.70

Biaya Pengemasan Total Produk/tahun = Rp. 100,998,954.70

Penentuan *Total Capital Investment* (TCI)

A. Biaya Langsung (DC)

1	Harga peralatan (E)			Rp.	353,754,360,831.46
2	Instrumentasi & kontrol	13%	E	Rp.	45,988,066,908.09
4	Intalasi	40%	E	Rp.	141,501,744,332.59
5	Listrik Terpasang	5%	E	Rp.	17,687,718,041.57
6	Harga tanah			Rp.	6,199,200,000.00

7	Harga bangunan			Rp.	1,179,800,000.00
Total Biaya Langsung (TDC)				Rp.	**866,310,890,113.71**

B. Biaya Tidak Langsung (IC)

8	*Engineering* & Supervisi	33%	E	Rp.	116,738,939,074.38
9	Biaya konstruksi	41%	E	Rp.	145,039,287,940.90
Total Biaya Tidak Langsung (TIC)				Rp.	**261,778,227,015.28**
C. *Total Plant Cost* (TPC)				Rp.	**1,128,089,117,129**
10	Biaya tak terduga	1%	TPC	Rp.	11,280,891,171
11	Biaya Kontraktor	5%	TPC	Rp.	56,404,455,856.45
D. Modal Tetap (FCI)				Rp.	**2,677,774,464,156.73**

E. Modal Kerja (WCI)

18	Modal kerja	15%	TCI	Rp.	472,548,434,851.19

F. *Total Capital Investment* (TCI)

19	Modal Tetap (FCI)	Rp.	2,677,774,464,156.73
20	Modal Kerja (WCI)	Rp.	472,548,434,851.19
	Total Capital Investment (TCI)	Rp.	**3,150,322,899,007.92**

Modal Perusahaan

Modal Pribadi (MP)	60%	FCI	Rp.	1,606,664,678,494.04
Modal Pinjaman Bank (MPB)	40%	FCI	Rp.	1,071,109,785,662.69

Penentuan Biaya Produksi

Manufacturing Cost

A. Biaya produksi langsung (*DPC*)

1	Bahan baku (1 tahun)			Rp	1,132,541,850.00
2	Tenaga kerja (TK)			Rp	14,159,000,000.00
3	Utilitas			Rp	17,581,071,900.08
4	Maintenance dan perbaikan	4%	FCI	Rp	107,110,978,566.27
5	Penyediaan bahan	1%	FCI	Rp	13,388,872,320.78
6	Laboratorium	10%	TK	Rp	1,415,900,000.00
7	Biaya supervisi	10%	TK	Rp	1,415,900,000.00

8	Produk dan royalti				1%	TPC	Rp	12,411,624,288.73
	Total DPC						**Rp**	**168,615,888,925.86**

B. Biaya tetap (FC)

1 .	Depresiasi (peralatan,bangunan)	10%	FCI	Rp	267,777,446,415.67
2 .	Pajak	3%	FCI	Rp	80,333,233,924.70
3 .	Asuransi	1%	FCI	Rp	13,388,872,320.78
4.	Bunga	12.50%	MPB	Rp	133,888,723,207.84
5.	Depresiasi bangunan	2%	Bangunan	Rp	23,596,000.00
	Total biaya tetap			**Rp**	**495,411,871,869.00**

C. Biaya plant overhead (Plant Overhead Cost)

Plant Overhead Cost (POC) = 10% TPC

= Rp. **112,808,911,712.90**

Total biaya *Manufacturing Cost* **Rp** **776,836,672,507.76**

Biaya pengeluaran umum (General Expenses)

1	Biaya administrasi	2.50%	TK	Rp	353,975,000.00
2	Biaya distribusi dan penjualan	10%	TPC	Rp	124,116,242,887.34
3	Biaya R & D	2%	TPC	Rp	24,823,248,577.47
4	Bunga	10%	TCI	Rp	315,032,289,900.79
	Total pengeluaran umum (GE)			**Rp**	**464,325,756,365.59**

Total Production Cost (TPC)

Manufacturing Cost	Rp	776,836,672,507.76
Biaya pengeluaran umum (General Expenses)	Rp	464,325,756,365.59
Total Production Cost (TPC)	**Rp**	**1,241,162,428,873.35**

4. Analisis Probabilitas

Asumsi yang diambil adalah

a. Modal

60% MP = Rp. 1,606,664,678,494.04

40% MPB = Rp. 1,071,109,785,662.69

b. Bunga kredit sebesar 12.50% per tahun

c. Masa Konstruksi :

Tahun I	:	60%	MP	+	40%	MPB
Tahun II	:	60%	MP	+	40%	MPB

d. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun

e. Umur pabrik 10 tahun

f. Kapasitas produksi :

Tahun I	:	65%	dari produksi total
Tahun II	:	85%	dari produksi total

h. Pajak Penghasilan : 30% per tahun (www.klinik-pajak.com)

* Menghitung Biaya Variabel (VC)

- Bahan Baku pertahun	=	Rp.	1,132,541,850.00
- Biaya Utilitas pertahun	=	Rp.	17,581,071,900.08
- Biaya Pengemasan	=	Rp.	100,998,954.70
Total Biaya Variable (VC)	=	**Rp.**	**18,814,612,704.77**

* Menghitung Biaya Semi Variable (SVC)

-	Biaya Umum (GE)	=	Rp.	464,325,756,365.59
-	Biaya Overhead	=	Rp.	112,808,911,712.90
-	Penyediaan operasi	=	Rp.	124,116,242,887.34
-	Perawatan dan Pemeliharaan	=	Rp.	107,110,978,566.27
-	Gaji karyawan langsung	=	Rp.	14,159,000,000.00
-	Biaya laboratorium	=	Rp.	24,823,248,577.47
-	Supervisi	=	Rp.	1,415,900,000.00
Total Biaya Semi Variable (SVC)		=	**Rp.**	**848,760,038,109.56**

* Hasil Harga Penjualan (S) untuk kapasitas 100% adalah

S = Rp. 2,657,867,228,897.34

3. Laba Perusahaan untuk kapasitas 100%

Laba Perusahaan, yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk.

Total penjualan per tahun = Rp. 2,657,867,228,897.34

Laba kotor = Harga Jual - Biaya Produksi

= Rp. 2,657,867,228,897 - Rp. 1,241,162,428,873.35

= Rp. 1,416,704,800,023.9900

Pajak penghasilan = 30% × Laba kotor

= 30% × Rp. 1,416,704,800,023.9900

= Rp. 425,011,440,007.20

Laba Bersih = Laba kotor × (1- % pajak)

= Rp. 1,416,704,800,024 × (1 - 30%)

= Rp. 1,107,433,725,128.36

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_A) :

C_A = Laba bersih + Depresiasi alat

= Rp. 1,107,433,725,128.36 + Rp. 267,777,446,415.67

= Rp. 1,375,211,171,544.03

3.1 Laju Pengembalian Modal (*Rate On Investment* = ROI)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

a. ROI sebelum pajak

$$ROI_{BT} = \frac{\text{Laba kotor}}{\text{FCI}} \times 100\%$$

$$= \frac{1{,}416{,}704{,}800{,}023.99}{2{,}677{,}774{,}464{,}156.73} \times 100\%$$

$$= 52.91\%$$

b. ROI setelah pajak

$$ROI_{AT} = \frac{\text{Laba bersih}}{\text{FCI}} \times 100\%$$

$$= \frac{1{,}107{,}433{,}725{,}128.36}{2{,}677{,}774{,}464{,}156.73} \times 100\%$$

$$= 41.36\%$$

. **Lama Pengembalian Modal (POT)**

'OT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung ikurangi penyusutan / waktu yang diperlukan untuk pengembalian modal investasi.

$$POT = \frac{FCI}{\textit{Cash flow} \text{ setelah pajak}} \quad 1 \text{ tahun}$$

$$= \frac{2{,}677{,}774{,}464{,}156.73}{1{,}375{,}211{,}171{,}544.03} \times 1 \text{ tahun}$$

$$= 1.95 \text{ tahun}$$

6. ***Break Event Point*** **(BEP)**

EP adalah titik dimana jika tingkat kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka abrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

$$BEP = \frac{FC + (0{,}3\ SVC)}{S - (0{,}7SVC - VC)} \times 100\%$$

Diketahui :

- FC (biaya produksi tetap) = Rp. 495,411,871,869.00
- SVC (semi variable cost) = Rp. 848,760,038,109.56
- VC (variable cost) = Rp. 18,814,612,704.77
- S (harga penjualan) = Rp. 2,657,867,228,897.34

$$BEP = \frac{FC + (0{,}3\ SVC)}{S - 0{,}7SVC - VC} \times 100\%$$

$$= 36.68\%$$

Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi

$$= BEP \times \text{Kapasitas/tahun}$$

$$= 36.68\% \times 300{,}000$$

$$= 110{,}034.5735 \text{ ton/tahun}$$

$$PB_i = \frac{(100\% - BEP) - (100\% - \%kapasitas)}{(100\% - BEP)} \times PB$$

ıhun I diasumsikan kapasitas pabrik = 65% dari kapasitas produksi total

ehingga :

$$PB_I = \frac{(100\% - 36.68\%) - (100\% - 65\%)}{(100\% - 36.68\%)} \times 1{,}107{,}433{,}725{,}128.3$$

= Rp. 495,319,493,052.73

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_A) Tahun I:

C_A = Laba bersih + Depresiasi alat

= Rp. 495,319,493,052.73 + Rp. 267,777,446,415.67

= Rp. 763,096,939,468.41

Tahun II diasumsikan kapasitas pabrik = 85% dari kapasitas produksi total, sehingga :

$$PB_{II} = \frac{(100\% - 36.68\%) - (100\% - 85\%)}{(100\% - 36.68\%)} \times 1{,}107{,}433{,}725{,}128.3$$

= Rp. 845,099,054,238.81

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_A) Tahun II:

C_A = Laba bersih + Depresiasi alat

= Rp. 845,099,054,238.81 + Rp. 267,777,446,415.67

= Rp. 1,112,876,500,654.48

7. ***Shut Down Point*** **(SDP)**

SDP adalah titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi :

$$SDP = \frac{0{,}3\ SVC}{S - 0{,}7SVC - VC} \times 100\%$$

Diketahui :

- SVC (semi variable cost) = Rp. 848,760,038,109.56
- VC (variable cost) = Rp. 18,814,612,704.77
- S (harga penjualan) = Rp. 2,657,867,228,897.34

$$SDP = \frac{(0{,}3\ SVC)}{S - (0{,}7SVC - VC)} \times 100\%$$

= 12.45%

Titik SDP terjadi pada kapasitas produksi

= SDP × Kapasitas/tahun

$= 12.45\% \times 300{,}000$

$= 37{,}355.1931$ ton/tahun

let Present Value (NPV)

Asumsikan masa kontruksi selama 2 tahun, (tahun ke-1 = 40% dan tahun 2 =60%)

$C_{A-2} = 40\% \times FCI \times (1+i)^2$

$= 40\% \times 2{,}677{,}774{,}464{,}156.73 \times 1.26563$

$=$ Rp. 1,355,623,322,479.34

$C_{A-1} = 60\% \times FCI \times (1+i)^1$

$= 60\% \times 2{,}677{,}774{,}464{,}156.73 \times 1.125$

$=$ Rp. 1,807,497,763,305.79

$C_{A0} = -C_{A-1} - C_{A-2}$

$= -1{,}807{,}497{,}763{,}305.79 - 1{,}355{,}623{,}322{,}479.34$

$=$ Rp. -3,163,121,085,785.14

Menghitung NPV tiap tahun

$NPV = C_A \times F_d$

$$F_d = \frac{1}{(1+i)^n}$$

Tahun ke-	Cash Flow (C_A) (Rp.)	Fd i = 12.50%	NPV (Rp.)
0	-3,163,121,085,785.14	1	-3,163,121,085,785.14
1	763,096,939,468.41	0.8889	678,308,390,638.58
2	1,112,876,500,654.48	0.7901	879,309,827,677.61
3	1,375,211,171,544.03	0.7023	965,854,759,712.68
4	1,375,211,171,544.03	0.6243	858,537,564,189.05
5	1,375,211,171,544.03	0.5549	763,144,501;501.38
6	1,375,211,171,544.03	0.4933	678,350,668,001.23
7	1,375,211,171,544.03	0.4385	602,978,371,556.65
8	1,375,211,171,544.03	0.3897	535,980,774,717.02

9	1,375,211,171,544.03	0.3464	476,427,355,304.02
10	1,375,211,171,544.03	0.3079	423,490,982,492.46
WCI			472,548,434,851.19
Total			4,171,810,544,856.72

Tahun ke-	Cash Flow (C_A) (Rp.)	NPV i = 12.50%	NPV i = 13.10%
0	-3,163,121,085,785.14	-3,163,121,085,785.14	-3,163,121,085,785.14
1	763,096,939,468.41	678,308,390,638.58	674,721,916,602.99
2	1,112,876,500,654.48	879,309,827,677.61	870,035,920,082.04
3	1,375,211,171,544.03	965,854,759,712.68	950,615,099,727.80
4	1,375,211,171,544.03	858,537,564,189.05	840,523,410,416.11
5	1,375,211,171,544.03	763,144,501,501.38	743,181,550,198.21
6	1,375,211,171,544.03	678,350,668,001.23	657,112,948,563.30
7	1,375,211,171,544.03	602,978,371,556.65	581,012,038,114.23
8	1,375,211,171,544.03	535,980,774,717.02	513,724,450,525.17
9	1,375,211,171,544.03	476,427,355,304.02	454,229,506,025.31
10	1,375,211,171,544.03	423,490,982,492.46	401,624,730,793.08
WCI		472,548,434,851.19	472,548,434,851.19
Total		4,171,810,544,856.72	3,996,208,920,114.27

Modal awal (TCI) = Rp 3,150,322,899,007.92

$$\text{Ratio} = i_1 + \frac{NPV1}{NPV1-NPV2} \times i_2-i_1$$

$$= 0.2671$$

Dari hasil perhitungan diperoleh nilai IRR = 26.71% per tahun.

Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk pinjaman modal pada bank.

Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan kondisi tingkat bunga bank sebesar 12.50% per tahun

INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL
Jalan Bendungan Sigura-gura No. 2
MALANG

PERBAIKAN SKRIPSI

sarkan Ujian Skripsi Jurusan Teknik Kimia Jenjang Strata Satu (S – 1) Yang di adakan pada :

Hari : Sabtu

Tanggal : 03 Agustus 2013

adanya perbaikan pada Skripsi Berikut :

Nama : Mendi Tumber

N i m : 10.14.915

ikan tersebut meliputi :

→ cek punya anjar d.

Malang, 03 Agustus 2013

Dosen Penguji

M. Istnaeny~~a Hadha~~, ST. MT

INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL
Jalan Bendungan Sigura-gura No. 2
MALANG

PERBAIKAN SKRIPSI

arkan Ujian Skripsi Jurusan Teknik Kimia Jenjang Strata Satu (S – 1) Yang di adakan pada :

Hari : Sabtu

Tanggal : 03 Agustus 2013

idanya perbaikan pada Skripsi Berikut :

Nama : Hendi Tomber

Nim : 10.14.913

kan tersebut meliputi :

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

Malang, ...

Dosen Penguji

Ir. Muyassaroh, MT