PRA-RENCANA PABRIK
STIRENA MONOMER DARI ETHYLBENZENE
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI KATALITIK ISOTHERMAL
KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN

Disusun oleh :

Niken Agnes Basalamah **05.14.016**
Renny Teteki Wanadriningrum **05.14.020**

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

2010

LEMBAR PERSETUJUAN

PRA-RENCANA PABRIK STIRENA MONOMER DARI ETHYLBENZENE DENGAN PROSES DEHIDROGENASI KATALITIK ISOTHERMAL

KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN

Disusun oleh :

Niken Agnes Basalamah	**05.14.016**
Renny Teteki Wanadriningrum	**05.14.020**

Diperiksa dan disetujui

Dosen pembimbing

Ir. Bambang Susilahadi
NIP. Y. 103.9000.210

BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama	:	**NIKEN AGNES BASALAMAH**
Nim	:	**05.14.016**
Nilai	:	**B+**
Nama	:	**RENNY TETEKI WANADRININGRUM**
Nim	:	**05.14.020**
Nilai	:	**A**
Jurusan/Prog. Studi	:	**Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)**
Fakultas	:	**Teknologi Industri**
Judul Skripsi	:	**Pra Rencana Pabrik Stirena Monomer dari Ethylbenzene dengan proses Dehidrogenasi Katalitik Isothermal**

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

Hari	:	**Kamis**
Tanggal	:	**18 Februari 2010**

Ketua

Ir. Sidik Noertjahjono, MT.
NIP.Y.102. 870. 063

Sekertaris

Ir.Muyassaroh, MT.
NIP.Y.103. 9700. 306

Anggota Penguji

Penguji I

(Elvianto Dwi Daryono, ST, MT)
NIP. P. 103. 0000. 351

Penguji II

(Faidliyah Nilna M, ST, MT)
NIP. P. 103. 0000. 392

PERNYATAAN KEASLIAN ISI TUGAS AKHIR

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama	:	NIKEN AGNES BASALAMAH
Nim	:	05.14.016
Jurusan/Prog. Studi	:	Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)
Fakultas	:	Teknologi Industri

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Tugas Akhir yang berjudul :

"PRA-RENCANA PABRIK STIRENA MONOMER DARI ETHYLBENZENE DENGAN PROSES DEHIDROGENASI KATALITIK ISOTHERMAL"

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

Malang, Maret 2010

Yang membuat pernyataan,

NIKEN AGNES BASALAMAH

PERNYATAAN KEASLIAN ISI TUGAS AKHIR

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama	:	RENNY TETEKI WANADRININGRUM
Nim	:	05.14.020
Jurusan/Prog. Studi	:	Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)
Fakultas	:	Teknologi Industri

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Tugas Akhir yang berjudul :

"PRA-RENCANA PABRIK STIRENA MONOMER DARI ETHYLBENZENE DENGAN PROSES DEHIDROGENASI KATALITIK ISOTHERMAL "

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

Malang, Maret 2010

Yang membuat pernyataan,

RENNY TETEKI WANADRININGRUM

DAFTAR ISI

DAFTAR ISI

KATA PENGANTAR

Puji syukur ke hadirat Tuhan Yang Maha Esa karena atas berkat dan rahmat-Nya, maka penyusun dapat menyelesaikan skripsi dengan judul **"Pra Rencana Pabrik Stirena Monomer dari Ethylbenzene dengan Proses Dehidrogenasi Katalitik Isothermal dengan kapasitas 150.000 ton/tahun."**

Skripsi ini disusun untuk memenuhi tugas akhir mahasiswa Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Nasional Malang, sebagai salah satu syarat memperoleh gelar sarjana (Strata – 1) Teknik Kimia.

Pada kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada semua pihak yang telah membantu dalam menyelesaikan skripsi ini, terutama pada :

1. Bapak Dr. Ir. Abraham Lomi, MSEE, selaku Rektor Institut Teknologi Nasional Malang.
2. Bapak Ir. Sidik Noertjahjono, MT, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri.
3. Bapak Ir. Muyassaroh, MT. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia.
4. Bapak Ir. Bambang Susila Hadi selaku Dosen Pembimbing.
5. Bapak dan Ibu Dosen yang telah memberikan masukan kepada penyusun.
6. Rekan-rekan yang telah banyak membantu dalam menyelesaikan skripsi ini.

Penyusun menyadari Laporan Tugas Akhir ini masih kurang sempurna, untuk itu penyusun mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun dan semoga laporan ini bermanfaat bagi semua pihak.

Malang, Maret 2010

Penyusun

Kata Pengantar

Puji syukur ke hadirat Tuhan Yang Maha Esa atas karunia-Nya sehingga saya dapat menyusun tugas mata kuliah "Ilmu Negara" dengan judul "Ilmu Negara Positif, Ilmu Negara Normatif dan Multidisiplinnya dengan Ilmu Ilmu Kemasyarakatan lainnya berhubungan dengan Ilmu Hukum Tata Negara."

Adapun isi dari makalah ini mencakup tentang ilmu negara positif, normatif dan multidisiplinnya dengan ilmu ilmu kemasyarakatan lainnya berhubungan dengan Ilmu Hukum Tata Negara.

Mata kuliah ini yang saya tulis ini merupakan salah satu syarat untuk lulus mata kuliah yang wajib ada di setiap fakultas hukum di Indonesia.

Dengan demikian, saya berharap agar dapat memenuhi syarat untuk lulus mata kuliah ini.

Tentunya masih banyak kekurangan dan kelemahan dalam penyusunan makalah ini. Oleh karena itu, saya mohon kritik dan saran yang bersifat membangun dari dosen pengajar mata kuliah ini agar dapat saya perbaiki dan sempurnakan di kemudian hari agar dapat lebih baik.

Bandung, Juni 2010

Penyusun

DAFTAR TABEL

[illegible]

DAFTAR GAMBAR

DAFTAR GAMBAR

ABSTRAKSI

Stirena adalah salah satu senyawa kimia yang mempunyai kegunaan yang sangat besar terutama dalam industri plastik, dan sebagai zat antara untuk pembuatan senyawa kimia lainnya. Stirena (styrene, vynilbenzene) dengan rumus kimia $C_6H_5CH{=}CH_2$ merupakan liquid tak berwarna, bila terkena udara dan sinar matahari akan terpolimerisasi secara lambat dan bereaksi membentuk peroksida. Stirena secara ekstensif digunakan untuk pembuatan plastik yang mencakup kristal polystyrene, karet sintesis hasil modifikasi polystyrene, acrylonitrile-butadiene-styrene terpolimer (ABS), styrene-acrylonitrile copolymer (SAN) dan styrene-butadiene rubber (SBR). Senyawa ini mendidih pada 145,2 °C pada tekanan atmosfer dan membeku pada -30,6 °C, densitasnya pada 20 °C adalah 0,906 gr/cm^3. Pabrik Stirena Monomer ini direncanakan didirikan di daerah Merak, Kab. Cilegon, Prov. Banten pada tahun 2012 dengan kapasitas 150.000 ton/tahun dan waktu operasi 330 hari/tahun. Adapun unit utilitas yang dipakai meliputi : air, steam, listrik dan bahan bakar. Bentuk perusahaan yang akan didirikan adalah berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi berbentuk line and staff (garis dan staf). Dari hasil perhitungan analisa ekonomi diperoleh TCI sebesar Rp. 267.026.426.143,10,- laba bersih sebesar Rp. 3.362.899.317.097,14 ROI_{AT} sebesar 27,60%, ROI_{BT} sebesar 39,84 %, POT sebesar 2,75 tahun, BEP sebesar 38,96 %dan IRR sebesar 28,85 % Berdasarkan hasil analisa ekonomi tersebut, maka dapat diambil kesimpulan bahwa Stirena Monomer (C_8H_8) layak untuk didirikan.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Pembangunan dibidang industri kimia di Indonesia semakin pesat perkembangannya. Hal ini dibuktikan dengan didirikannya beberapa pabrik kimia di Indonesia. Kegiatan pengembangan industri kimia di Indonesia diarahkan untuk meningkatkan kemampuan nasional dalam memenuhi kebutuhan dalam negeri akan bahan kimia dan juga sekaligus ikut memecahkan masalah ketenagakerjaan.

Stirena adalah salah satu senyawa kimia yang mempunyai kegunaan yang sangat besar terutama dalam industri plastik, dan sebagai zat antara untuk pembuatan senyawa kimia lainnya. Dari tahun ketahun kebutuhan stirena di Indonesia makin meningkat, hal ini terlihat dengan meningkatnya impor stirena di Indonesia. Diperkirakan kebutuhan tersebut akan meningkat pada tahun-tahun mendatang dengan makin berkembangnya industri pengolahan stirena.

Stirena (styrene, vynilbenzene) dengan rumus kimia $C_6H_5CH{=}CH_2$ merupakan liquid tak berwarna, bila terkena udara dan sinar matahari akan terpolimerisasi secara lambat dan bereaksi membentuk peroksida. Senyawa ini mendidih pada 145,2 °C pada tekanan atmosfer dan membeku pada -30,6 °C, densitasnya pada 20 °C adalah 0,906 gr/cm^3.

(Faith Keyes,*Industrial Chemicals*, hal. 782)

Beberapa alasan mengapa stirena digunakan sebagai bahan polimer adalah sebagai berikut :

1. Stirena secara ekstensif digunakan untuk pembuatan plastik yang mencakup kristal polystyrene, karet sintesis hasil modifikasi polystyrene, acrylonitrile-butadiene-styrene terpolimer (ABS), styrene-acrylonitrile copolymer (SAN) dan styrene-butadiene rubber (SBR).

2. Dapat dibuat dalam skala pabrik yang besar, biaya produksi relatif lebih murah, mudah disimpan dan mudah ditangani karena tekanan uapnya yang rendah pada temperatur kamar.
3. Polystyrene dan dua kopolimernya yang penting yaitu acrylonitrile-butadiene-styrene terpolimer (ABS) dan styrene-acrylonitrile copolymer (SAN) dapat berupa kristal yang jernih dan mudah diwarnai dengan berbagai macam warna.
4. Sebagai monomer mudah dipolimerisasi dan dilakukan kopolimerisasi dengan monomer lain.
5. Dengan adanya keunggulan cadangan minyak bagi industri petrokimia Indonesia akan mendukung daya saing stirena produksi Indonesia untuk bersaing di pasar ekspor.

(Kirk-Othmer, *Encyclopedia of Chemical Technology 4h*, Vol. 22, hal. 476)

Spesifikasi stirena untuk grade polimer dapat dilihat pada tabel 1.1.

Tabel 1.1.1. Grade Produk Stirena Monomer

Item	Konsentrasi	Satuan
Kemurnian	99,80	% berat
Hydrocarbon impurities	2000	ppm berat
Warna	10	ppm berat
Polimer	10	ppm berat
Aldehyde (Benzaldehyde)	50	ppm berat
Peroxide (Hydrogen Peroxide)	30	ppm berat
Inhibitor (TBC)	10 - 50	ppm berat
Chloride (Cl^-)	1	ppm berat
Sulfur	1	ppm berat

(Kirk-Othmer, *Encyclopedia of Chemical Technology 4h*, Vol. 22, hal. 486)

1.2. Kegunaan Stirena Monomer

Stirena monomer banyak digunakan dalam industri dan dibutuhkan oleh pasar. Stirena umumnya banyak digunakan dalam pembuatan berbagai macam produk polimer yang penting seperti :

- Bahan utama pembuatan plastik.
- Sebagai zat antara untuk pembuatan senyawa kimia lainnya.
- Stirena dapat dimodifikasikan sifat-sifatnya dengan teknik kopolimerisasi antara lain dengan acrylonitrile-butadiena membentuk acrylonitrile butadiene styrene (ABS), rubber/polibutadiene.

Distribusi penggunaan stirena yang lebih detail dapat dilihat pada 1.2.1.

Tabel 1.2.1. Distribusi Penggunaan Stirena Monomer

Polimer	% pemakaian	Aplikasi
Polystyrene	60-90	Pengemasan makanan, alat-alat rumah tangga, meubel, alat-alat elektronik, peralatan media, peralatan laboratorium.
SBR	4	Ban, sepatu, radiator, heater
SB-Latex	7	Pelapisan kertas, karpet, adhesive keramik
ABS	9	Otomotif, pipa, elektronik, refrigerator
UPR	5	Panel-panel gedung, produk kelautan/alat pelayaran, gelcoat resin, bagian-bagian mobil,bus dan truk
Kopolimer lain	11	

(Kirk-Othmer, *Encyclopedia of Chemical Technology 4 th*, Vol. 22, hal. 487)

1.3. Perkembangan Industri Stirena Monomer

Awalnya pembuatan monomer komersil mulai didirikan dengan suatu skala kecil sebelum Perang Dunia II.. Pada waktu itu produksi monomer berkembang sangat pesat dan telah tumbuh dengan cepat, peningkatannya mencapai 1,95 x 10^6 ton pada tahun 1970 dan 3,2 x 10^6 ton pada tahun 1980. Pada

abad ke-19 produksi stirena terisolasi oleh penyulingan storax alami. Selama Perang Dunia II, stirena menjadi sangat penting dan pabriknya telah dibangun secara besar-besaran. Kemudian, pada saat masa perdamaian dampaknya sangat tinggi, perkembangan pabrik ini dilanjutkan dengan pertumbuhan yang pesat, dapat menghasilkan plastik stirena dan karet sintetis dengan mutu yang tinggi.

Sejak krisis moneter pada tahun 1998, yang stirena monomer permintaan di Indonesia telah menurun secara drastis. Jumlah industri yang menggunakan stirena monomer ditemukan kesulitan untuk beroperasi dengan kapasitas penuh. Untuk berurusan dengan hal ini, sebagian besar produsen stirena di Indonesia memutuskan untuk stirena ekspor ke negara-negara lain kecuali untuk penjualan di pasar domestik. Lebih dari 80 negara sekarang telah memproduksi stirena, dengan berdirinya plant baru, banyak pabrik lama yang tutup dan ada beberapa yang bermerger, sehingga menyebabkan prosentase konsumennya selalu berubah.

Tabel 1.3.1. Konsumen utama Stirena Monomer dunia

Negara	Persentase
Amerika Utara	35%
Eropa Barat	27%
Jepang	16%
Korea	7%
Asia Timur	5%
Eropa Timor	5%
Amerika Selatan	4%
Asia	1%

(Sumber :"*Ullmann's, Encyclopedia of Industrial Chemistry" 1994,* vol.A 25)

Data statistik menunjukkan bahwa kebutuhan stirena dalam negeri dari tahun ketahun meningkat seiring dengan berkembangnya industri pengolah stirena. Berikut ini disajikan data produksi ekspor, dan impor dari tahun 2004- 2008.

Tabel 1.3.2. Produksi, Ekspor dan Impor Stirena Monomer Indonesia tahun 2004- 2008

No.	Tahun	Produksi	Ekspor	Impor
1.	2004	39.645.652	99.816.983	15.324.185
2.	2005	50.234.685	112.461.955	8.468.755
3.	2006	59.864.125	13.335.257	3.423.965
4.	2007	69.455.641	22.125.210	2.674.448
5.	2008	76.155.125	82.264.688	1.037.116

(Sumber : *"Produksi,Export-Import 2004-2008", BPS)*

1.4. Sifat-sifat Bahan

1.4.1. Bahan baku

– Ethylbenzene

Sifat-sifat Fisika	Sifat-sifat Kimia
– Berat molekul : 106,167 – Bentuk : cairan – Warna : jernih – Density pada 25 °C (gr/cm^3) : 0,8671 – Titik didih, 101,33 kPa, (°C) : 136,19	– Rumus molekul : $C_6H_5C_2H_5$ – Reaksi dehidrogenasi dengan katalis Fe_2O_3 pada suhu tinggi menghasilkan stirena $C_6H_5C_2H_5 \longrightarrow C_6H_5C_2H_3 + H_2$ Ethylbenzene Stirena Hidrogen

– Kemurnian : 99,2 % berat – Temperatur kritis (°C) : 343,05 – Tekanan kritis (MPa) : 3,701 – Volume kritis (cm^3/mol) : 374,0 – Density kritis (mol/cm^3) : 2,67 – Surface tension (dyne/cm) : 31,50 – Viskositas pada 25°C (cp) : 0,64 – Panas penguapan pada 25°C (J/mol.°K) : 42,226 – Panas laten fusi (J/mol.°K) : 9,164 – Panas pembentukan pada 25°C (J/mol.°K) : 29,920 – Entropi pembentukan (J/mol.°K) : 255,2 – Specific heat pada 25°C (J/mol.°K) : 185,06	– Reaksi oksidasi dengan bantuan katalis $KMnO_4$, $K_2Cr_2O_7$ membentuk asam benzoat. $C_6H_5C_2H_5 \longrightarrow O_n\ C_6H_5COOH + CO_2$ Ethylbenzene Asam benzoat

1.4.2. Bahan Pembantu

– Uap air (steam)

Sifat-sifat Fisika	Sifat-sifat Kimia
– Berat molekul : 18,015 – Bentuk : uap – Warna : jernih – Density pada 25 °C (gr/cm^3) : 1,0 – Titik didih, 101,33 kPa, (°C) : 100 °C – Titik beku (°C) : 0 °C	– Rumus molekul : H_2O – Tidak berwarna – Tidak berbau

1.4.3. Katalisator

– Iron Oxide

Sifat-sifat Fisika		Sifat-sifat Kimia
– Bentuk	: kristal	– Rumus molekul : Fe_2O_3
– Ukuran	: 2mm × 5mm	– Tidak dapat larut dalam air
– Komposisi	: Fe_2O_3 = 87 %	
	KOH = 11 %	
	Cr_2O_3 = 2 %	
– Massa molar	: 159,69 g/mol	
– Bentuk	: padat	
– Warna	: merah kecoklatan	
– Density pada 25 °C (gr/cm^3)	: 5,242 g/cm^3	
– Titik leleh 101,33 kPa, (°C)	: 1566 °C	

1.4.4. Produk Utama

– Stirena Monomer

Sifat-sifat Fisika		Sifat-sifat Kimia
– Berat molekul	: 104,153	– Rumus molekul : $C_6H_5C_2H_3$
– Bentuk	: cairan	– Sifat : mudah terbakar
– Warna	: jernih	– Reaksi polimerisasi membentuk Polystyrene terjadi dengan cepat..
– Density pada 20 °C (gr/cm^3)	: 0,9059	– Reaksi dengan Halogen membentuk Halostyrene.
– Titik didih, 101,33 kPa, (°C)	: 145	– Dengan senyawa Alkena akan dapat membentuk senyawa siklik.
– Titik beku (°C)	: -30,6	
– Temperatur kritis (°C)	: 369,0	
– Tekanan kritis (MPa)	: 3,81	
– Volume kritis (cm^3/mol)	: 3,55	
– Surface tension (dyne/cm)	: 30,86	
– Viskositas pada 20 °C (cp)	: 0,763	
– Panas penguapan pada 25°C (J/mol.°K)	: 428,44	

– Panas pembentukan pada 25°C (J/mol.°K) : 147,360 – Specific heat pada 25°C (J/mol.°K) : 1,179	

1.4.5. Produk Samping

– Benzena

Sifat-sifat Fisika	Sifat-sifat Kimia
– Berat molekul : 78,11 – Bentuk : cairan – Warna : jernih – Density pada 20 °C (gr/cm^3) : 0,87901 – Titik didih, 101,33 kPa, (°C) : 80,099 – Titik beku (°C) : 5,5 – Temperatur kritis (°C) : 288,9 – Tekanan kritis (Bar) : 48,9 – Density kritis (g/cm^3) : 0,309 – Surface tension (dyne/cm) : 31,50 – Viskositas pada 20°C (mPa.s) : 0,654 – Panas penguapan pada 25°C (J/g.°K) : 125,9 – Panas pembentukan pada 25°C (J/mol.°K) : 82,930 – Spesific heat (l) pada 20 °C (J/g.°K) : 255,2 – Spesific heat (g) pada 20 °C (J/g.°K) : 185,06 – Tekanan uap : 9,97	– Rumus molekul : C_6H_6 – Sifat : mudah terbakar – Reaksi oksidasi dengan udara atau oksigen dengan katalis V-Mo pada suhu 350 – 450 °C menjadi Maleic Anhydride. – Reaksi subtitusi benzene dengan nitro menjadi nitrobenzene. – Reaksi hidrogenasi benzena menjadi cyclohexane yang berlangsung pada tekanan tinggi.

– Toluene

Sifat-sifat Fisika	Sifat-sifat Kimia
– Berat molekul : 92,13 – Bentuk : cairan – Warna : jernih – Density pada 20 °C (gr/cm^3) : 0,8631 – Titik didih, 101,33 kPa, (°C) : 110,62 – Titik leleh (°C) : 94,99 – Temperatur kritis (°C) : 320,8 – Tekanan kritis (Bar) : 4,133 – Density kritis (g/cm^3) : 0,32 – Viskositas pada 20°C (mPa.s) : 0,5864 – Panas penguapan pada 25 °C (J/g.°K) : 32,786 – Spesific heat (l) pada 20 °C (J/g.°K) : 0,1438 – Spesific heat (g) pada 20 °C (J/g.°K) : 1,114	– Rumus molekul : $C_6H_5CH_3$ – Sifat : mudah terbakar – Reaksi dengan udara atau oksigen menjadi Benzaldehyde dan kemudian menjadi Asam Benzoat. – Reaksi substitusi toluen dengan gugus nitro menjadi nitrotoluen. – Reaksi substitusi dengan chloride menjadi chlorotoluen.

(www.Kimiadotcom's Weblog)

1.5. Perkiraan Kapasitas Pabrik Baru

Dalam pendirian suatu pabrik, analisa pasar untuk penentuan kapasitas pabrik adalah penting agar produksi yang dihasilkan sesuai dengan kebutuhan. Dengan berdirinya pabrik baru ini diharapkan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri dan diharapkan juga dapat menambah devisa negara dengan mengekspor produk yang dihasilkan. Data-data yang digunakan berasal dari BPS Surabaya.

Data Produksi, Ekspor, Impor Stirena Monomer di Indonesia pada tahun 2004-2008 :

No.	Tahun	Impor	Produksi	Ekspor	Konsumsi
1.	2004	15.324.185	70.654.263	99.816.983	122.181.169
2.	2005	8.468.755	71.465.513	112.461.955	44.751.693
3.	2006	3.423.965	79.562.125	13.335.257	45.129.186
4.	2007	2.674.448	80.145.227	22.125.210	58.525.210
5.	2008	1.037.116	85.200.101	52.264.688	101.264.688
Jumlah		30.928.469	387.027.229	300.004.093	371.851.946
Rata-rata		6.185.694	77.405.446	60.000.819	74.370.389

Data Kenaikan (%) Konsumsi, Produksi, Ekspor, Impor Stirena Monomer di Indonesia pada tahun 2004-2008 :

No.	Tahun	Import (%)	Produksi (%)	Eksport (%)	Konsumsi (%)
1.	2004	-	-	-	-
2.	2005	-44,7360	1,1482	12,6682	-63,3727
3.	2006	-59,5694	11,3294	-88,1424	0,8435
4.	2007	-21,8903	0,7329	65,9151	29,6837
5.	2008	-61,2213	6,3071	136,2223	73,0275
Jumlah		-187,4171	19,5176	126,6632	40,1820
Rata-rata		-37,4834	3,9035	25,3326	8,0364

Berdasarkan kebutuhan pemakaian (konsumsi) dalam negeri, produksi dalam negeri, impor, ekspor dan pasar Indonesia serta mempertimbangkan akan kebutuhan pasar dunia yang terus meningkat, maka besarnya kapasitas produksi Stirena Monomer yang akan dioperasikan pada tahun 2012 adalah, dapat menggunakan persamaan :

$$M_1 + M_2 + M_3 = M_4 + M_5$$

Dimana :

M_1 = Jumlah impor (kg)

M_2 = Jumlah produksi (kg)

M_3 = Kapasitas produksi (ton/tahun)

M_4 = Jumlah ekspor (kg)

M_5 = Jumlah konsumsi (kg)

Besarnya nilai ekspor, impor, produksi dan konsumsi dalam negeri tahun 2010 dihitung dengan menggunakan persamaan :

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

Dimana :

M = Data besarnya impor, ekspor, produksi dan konsumsi pada tahun 2012

P = Data besarnya impor, ekspor, produksi dan konsumsi pada tahun 2012

i = Prosentase rata-rata kenaikan impor, ekspor, produksi dan konsumsi tiap tahun

n = Selisih tahun 2008 dan 2012 (4 tahun)

Dengan menggunakan persamaan diatas maka didapatkan :

1. Untuk kenaikan rata-rata impor (-37,4834 %), maka perkiraan impor Stirena Monomer pada tahun 2012 adalah :

   $M_1 = P(1 + i)^n$

   $M_1 = 1.037.116\ (1 - 0{,}3748)^4$

   $M_1 = 2.024.176{,}871$ kg

2. Untuk kenaikan rata-rata produksi (3,9035 %), maka perkiraan produksi Stirena Monomer pada tahun 2012 adalah :

   $M_2 = P(1 + i)^n$

   $M_2 = 85.200.101\ (1 + 0{,}0394)^4$

   $M_2 = 147.726{,}1$ kg

3. Untuk kenaikan rata-rata ekspor (25,3326 %), maka perkiraan produksi Stirena Monomer pada tahun 2012 adalah :

   $M_4 = P(1 + i)^n$

   $M_4 = 52.264.688\ (1 + 0{,}2533)^4$

   $M_4 = 163.887.019{,}5$ kg

4. Untuk kenaikan rata-rata konsumsi (8,0364 %), maka perkiraan produksi Stirena Monomer pada tahun 2012 adalah :

$M_5 = P(1 + i)^n$

$M_5 = 101.264.688\ (1 + 0{,}0803)^4$

$M_5 = 4.482.554{,}506$ kg

Sehingga kapasitas pabrik Stirena Monomer yang didirikan tahun 2010 adalah :

$M_1 + M_2 + M_3 = M_4 + M_5$

$M_3 = (M_4 + M_5) - (M_1 + M_2)$

$M_3 = (163.887.019{,}5 + 4.482.554{,}506) - (2.024.176{,}871 + 166.225.397{,}1)$

$M_3 = 166.197.671{,}1$ kg $\times$ 1,4

$M_3 = 166.197.671$ kg $\times$ 1,4

$M_3 = 232.676.739$ kg = 232.676 ton/tahun

Kapasitas terkecil pabrik stirena monomer di Indonesia adalah 120.000 ton/tahun. Dengan dasar perhitungan diatas dan kapasitas terkecil pabrik stirena monomer di atas, serta pertimbangan ketersediaan bahan baku dan analisa peluang diatas, maka dapat diambil kapasitas produksi pada tahun 2012 adalah 150.000 ton/tahun.

BAB II

MACAM DAN SELEKSI PROSES

Proses pembuatan monomer saat ini ada beberapa jenis yang mana masing-masing mempunyai kelebihan dan kekurangan. Pemilihan proses ini didasarkan pada pertimbangan teknis dan ekonomis, selanjutnya dilakukan perhitungan neraca massa, neraca panas, perancangan alat dan analisa ekonomi.

2.1. Macam Proses

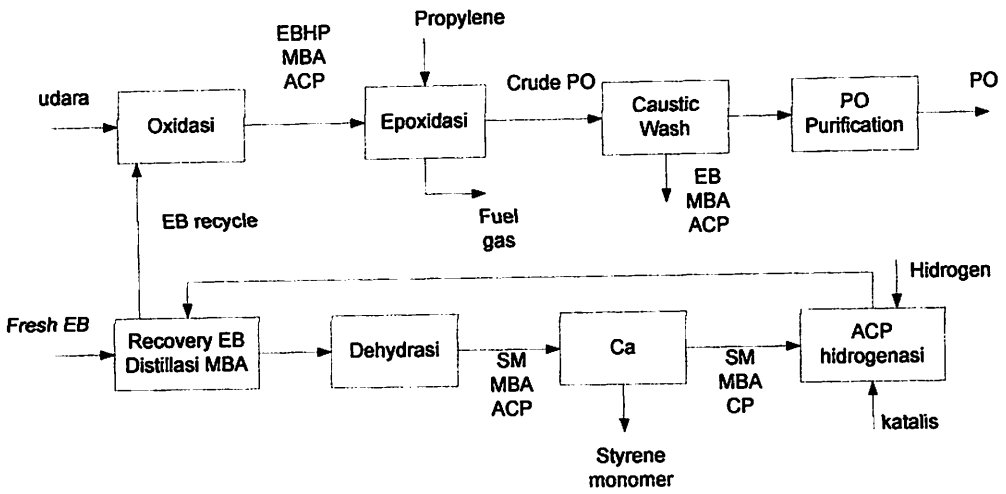
Terdapat beberapa proses untuk menghasilkan stirena monomer yang secara komersial dapat diterapkan, antara lain :

1. Proses Oksidasi Ethylbenzene
2. Proses Dehidrogenasi Ethylbenzene
   a. Proses Isothermal / BASF
   b. Proses Adiabatic
3. Proses Dimerisasi 1,3-butadiene

2.1.1. Proses Oksidasi Ethylbenzene

Reaksi ethylbenzene digunakan untuk memproduksi stirena. Dalam hal ini ethylbenzene di oksidasi dahulu menjadi ethylbenzene hydroperoxide. Kemudian reaksi epoxidasi dari ethylbenzene hydroperoxide dengan bantuan propylene membentuk α-phenylethanol dan propylene oxide. Selanjutnya reaksi dehydrasi α- phenylethanol menjadi styrene.

Blok diagram proses oksidasi ethylbenzene adalah sebagai berikut :



Pada tahap oksidasi Ethylbenzene langkah ini adalah sangat korosif. Molar yield 10% lebih rendah dibanding proses dehidrogenasi dan diperlukan beberapa reaktor seri. Proses oksidasi ini juga dikembangkan oleh Halcon International Ltd. yaitu untuk memproduksi styrene dan propylene oksida dengan mengoksidasi ethylbenzene. Pada tahap pertama ehtylbenzene dioksidasi menjadi ethylbenzene hydroperoksida.

$$C_6H_5CH_2CH_3 + O_2 \longrightarrow C_6H_5CH(CH_3)OOH$$

Reaksi dijalankan pada fase cair dengan cara udara digelembungkan di dalam cairan dan tanpa katalis. Karena hydroperoksida tidak stabil maka temperatur dijaga dan diturunkan sepanjang proses, dengan menggunakan reaktor seri, mula-mula suhu sekitar 130 – 150 °C. Tekanan operasi 120–220 psi untuk menjaga reaktan agar tetap dalam phase cair. Tahap selanjutnya ethylbenzene hydroperoksida direaksikan dengan propylene membentuk propylene oksida dan α-phenylethanol.

$$C_6H_5CH(CH_3)OOH + CH_2{=}CHCH_3 \longrightarrow C_6H_5CH(CH_3)OH + \underset{\diagdown O \diagup}{CH_2CHCH_3}$$

Katalis yang digunakan molybdenum. Reaksi epoksidasi di atas dijalankan pada suhu 100-130 °C. Kemudian α- phenylethanol di dehidrasi menjadi styrene menggunakan katalis titanium pada suhu 225 °C.

$$C_6H_5CH(CH_3)OH \longrightarrow C_6H_5CH{=}CH_2 + H_2O$$

Konversi ethylbenzene menjadi ethylbenzene peroksida hampir sempurna, akan tetapi pada tahap reaksi epoksidasi selektifitas reaksi ke arah produksi Propylen oxide hampir mencapai 70% dan tahap reaksi oksidasi sangat korosif, maka produk styrene sebagai hasil dari pada tahap dehydrasi α-phenil ethanol hasilnya relatif kecil.

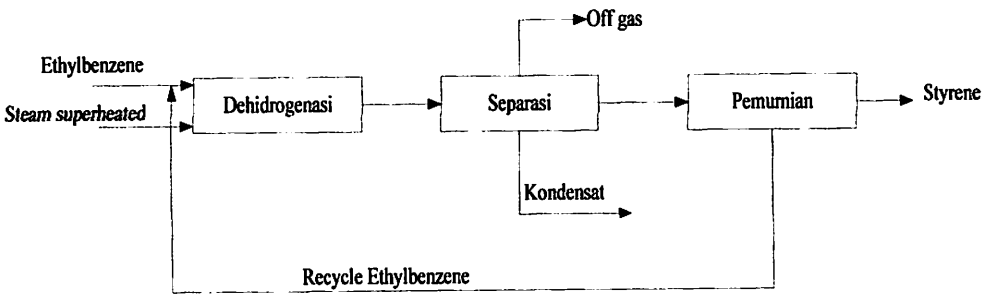
(Kirk-Othmer, *Encyclopedia of Chemical Technology 4 th*, Vol. 22, hal. 484)

2.1.2. Proses Dehydrogenasi Ethylbenzene Secara Isothermal

Proses dehidrogenasi ethylbenzene dengan katalisator iron oxide dan ditambahkan superheated steam sebagai sumber panas. Reaksinya adalah sebagai berikut :

$$C_6H_5C_2H_{5\,(l)} \longrightarrow C_6H_5CH{=}CH_{2\,(l)} + H_{2\,(g)} \qquad (1)$$

Blok diagram proses isothermal adalah sebagai berikut :



Pada proses ini umpan ethylbenzene (30°C) dicampurkan dengan ethylbenzene recycle, kemudian dicampurkan superheated steam dengan temperatur yang tinggi. Steam bersifat inert didalam reaksi, dimana sebagai penggerak kesetimbangan ke arah kanan pada reaksi (1) dan steam yang masuk reaktor bersama reaktan lain selain berfungsi menghilangkan coke pada permukaan katalis sehingga tidak diperlukan regenerasi katalis. Karena pembentukan stirena sangatlah endotermis, superheated steam juga menyediakan energi untuk menggerakkan reaksi, reaktan kemudian masuk ke reaktor multitubular dengan interheating. Produk ini kemudian didinginkan yang menghasilkan steam dari keluaran reaktor bertemperatur tinggi. Aliran produk dingin dikirimkan ke separator, dimana gas ringan (hidrogen, metana, ethylene),

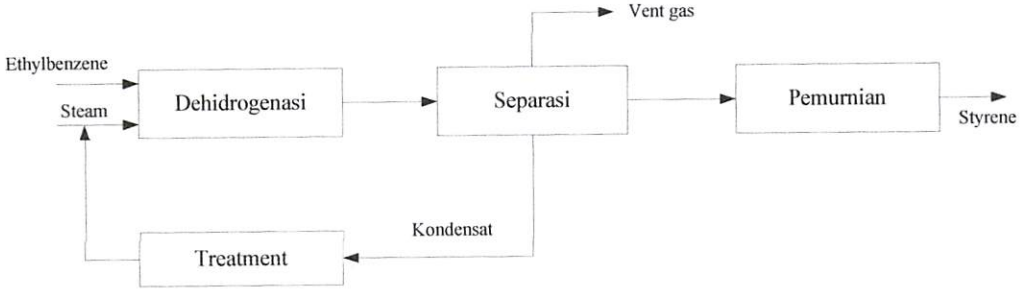
cairan organik dan air terdapat pada setiap keluaran di aliran yang terpisahkan. Aliran gas ringan tersebut di kompresi untuk kemudian ditampung agar dapat digunakan sebagai bahan bakar. Aliran produk terdiri dari produk yang diinginkan didestilasikan untuk memindahkan benzene dan toluene dan didestilasikan lagi untuk memisahkan ethylbenzene untuk recycle dari produk stirena.

Pada proses ini dapat ditekan pemakaian steam sampai setengah dibandingkan dengan proses dehidrogenasi secara adiabatis. Yield reaksi mencapai 92-94%, dan kemurnian produk styrene 99,92%.

(lummus.tech@us.abb.com)
(www.Kimiadotcom's.weblog)

2.1.3. Proses Dehydrogenasi Ethylbenzene Secara Adiabatik

Proses adiabatik dehidrogenasi paling banyak digunakan untuk produksi komersial stirena dengan blok diagram sebagai berikut :

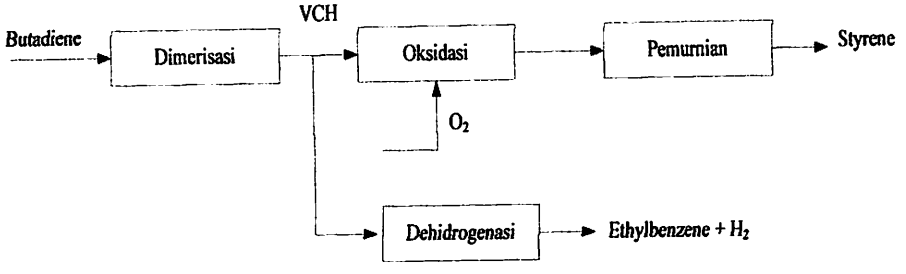


Proses ini dikembangkan oleh Dow Chemical Co. dan Badger Company, Inc. Pada proses ini reaktan dipanaskan sampai suhu di atas suhu reaksi yaitu 645-650 °C dengan mencampurkan feed ethylbenzene dengan superheated steam suhu 720 °C. Superheated steam yang ditambahkan ini berfungsi sebagai pensuplai panas reaksi dehydrogenasi dengan perbandingan 2-3 lb superheated steam tiap lb, konversi 35 % pada bed I dan 65 % secara over all pada bed II, yield 91-92 %. Pada proses ini dapat ditekan biaya investasi reaktor karena reaktor fixed bed multibed yang digunakan konstruksinya lebih sederhana

(www.Kimiadotcom's.weblog)

2.1.4. Proses Dimerisasi 1,3-butadiene

Proses dimerisasi 1,3-butadiene belum banyak digunakan untuk produksi komersial stirena. Blok diagramnya sebagai berikut :



Dari proses dimerisasi 1,3-butadiene (BD) akan menghasilkan 4-vinylcyclohexene (VCH).

$$2\ C_4H_6 \longrightarrow C_6H_9CH{=}CH_2$$

Reaksi ini bersifat eksotermis dan dapat dilakukan secara adiabatik ataupun isotermal, reaksi ini terjadi pada fase liquid dengan kondisi reksinya pada suhu 100 °C dan tekanan 2,76 Mpa (400 psig) dan menggunakan katalis cooper-zeolite. Kemudian vinylcyclohexene dikonversi menjadi styrene (kemurnian 65,66 %) dengan proses dehidrogenasi oksidatif dengan menambahkan uap steam 400 °C dengan tekanan 138 kPa (20 psig) yang dicampur dengan katalis metal oxide.

$$C_6H_9CH{=}CH_2 + O_2 \longrightarrow C_6H_5CH{=}CH_2 + 2\ H_2O$$

Vinylcyclohexene dapat pula didehidrogenasi menjadi ethylbenzene dengan suhu opersai 400 °C dn tekanan 0,69 Mpa (100 psig) dengan menggunakan katalis iron dinitrosyl cloride-zinc.

Proses ini secara ekonomi belum menarik tetapi ketersediaan dan harga butadiene dimasa yang akan datang memungkinkan untuk dilakukan.

(Kirk-Othmer, *Encyclopedia of Chemical Technology 4 th*, Vol. 22, hal. 485)

Dari keempat proses tersebut dapat dibuat seleksi proses sebagai berikut :

Parameter	Proses Oksidasi Ethylbenzene	Proses Dehidrogenasi Ethylbenzene secara Isotermal	Proses Dehidrogenasi Ethylbenzene secara Adiabatik	Proses Dimerisasi 1,3-Butadiene
1. Aspek Teknis				
– Bahan baku	Ethylbenzene	Ethylbenzene	Ethylbenzene	Butadiene
– Produk samping	Propyleneoxide α- phenyl etanol Hidroperyoxide Aceptophenon	Benzene Toluene	Benzene Toluene	Hidrogen Air
– Kemurnian produk	70 %	99,7 - 99,92 %	89 - 93 %	65,66%
2. Kondisi Operasi				
– Suhu reaksi	100 – 225 °C	600 – 650 °C	550 – 680 °C	100 – 400 °C
– Tekanan	8 – 15 atm	1,3 atm	1,3 atm	13,3 atm
– Katalis	Molibdenum Vanadium Tungsten	Iron oxide	Iron oxide	Cooper Zeolit
– Konversi	< 37%	60 – 70 %	30-40%	67 %
3. Aspek Ekonomi				
– Biaya produksi	Tinggi	Rendah	Rendah	Tinggi
– Biaya investasi	Tinggi	Rendah	Rendah	Tinggi
– Jumlah peralatan	Banyak	Sedikit	Sedikit	Banyak

2.2. Pemilihan Proses

Dari keempat proses diatas maka dengan memperhatikan faktor teknis dan ekonomis proses yang dipilih adalah proses dehidrogenasi secara isotermal, karena berdasarkan beberapa alasan sebagai berikut :

1. Kemurnian produk yang dihasilkan lebih tinggi yaitu 99,7 – 99,92 %.
2. Tekanan yang digunakan rendah yaitu 1,3 atm.
3. Konversi yang dihasilkan lebih tinggi yaitu 60 –70 %.
4. Biaya produksi, investasi dan jumlah produk yang lebih rendah.

2.3. Uraian Proses

Proses produksi Stirena Monomer dari ethylbenzene ini terdiri dari beberapa langkah yaitu :

1. Tahap persiapan bahan baku.
2. Tahap reaksi
3. Tahap pemisahan dan pemurnian
4. Tahap penanganan produk

2.3.1. Tahap Persiapan Umpan

Bahan baku ethylbenzene (30 °C) dicampur dengan recycle ethylbenzene dalam mixer (M-112), campuran bahan tersebut kemudian dipompakan menuju ke reaktor (R-110) dan kemudian dicampurkan dengan steam saturated (200 °C) yang bersifat inert didalam reaksi. Karena pembentukan stirena sangatlah endotermis maka ditambahkan steam superheated (650 °C) untuk menjaga panas reaktor agar suhunya tetap 600 °C.

2.3.2. Tahap Reaksi Dehidrogenasi

Reaktan kemudian masuk ke reaktor multitubular dengan interheating. Reaktor ini telah berisi katalis besi oksida. Kondisi operasi pada reaktor yaitu suhunya 600 °C dan tekanannya 1,3 atm dengan X_A (konversi reaksi) 60 – 70 %, sifat reaksi ini adalah reaksi endotermis. Reaksi yang terjadi dalam reaktor sebagai berikut :

$$C_6H_5CH_2CH_3 \rightleftharpoons C_6H_5CH{=}CH_2 + H_2 \qquad (1)$$

Produk samping yang dihasilkan dari proses dehidrogenasi ini adalah benzene,toluene, hidrogen, metana, ethylene, dan beberapa hirokarbon.

$$C_6H_5C_2H_{5\,(l)} + H_{2\,(g)} \longrightarrow C_6H_5CH_{3\,(l)} + CH_{4\,(g)} \qquad (2)$$

$$C_6H_5C_2H_{5\,(l)} \longrightarrow C_6H_{6\,(l)} + C_2H_{4\,(g)} \qquad (3)$$

$$CH_{4\,(g)} + H_2O_{(l)} \longrightarrow CO_{(g)} + 3\,H_{2\,(g)} \qquad (4)$$

$$C_2H_{4\,(g)} + 2\,H_2O_{(g)} \longrightarrow 2\,CO_{(g)} + 4\,H_{2\,(g)} \qquad (5)$$

$$CO_{(g)} + H_2O_{(g)} \longrightarrow CO_{2\,(g)} + H_{2\,(g)} \qquad (6)$$

2.3.3. Tahap Pemurnian Produk

Produk ini kemudian didinginkan yang menghasilkan steam dari keluaran reaktor bertemperatur tinggi. Produk ini dialirkan menuju Waste Heat Boiler 1 (E-124A) untuk dimanfaatkan panas steamnya dan sekaligus untuk menurunkan suhu produk menjadi 350 °C, selanjutnya dialirkan ke Waste Heat Boiler 2 (E-124B) sehingga suhu produk turun menjadi 100 °C. Kemudian didinginkan dalam cooler-01 (E-123) sampai mencapai suhu 40 °C. Setelah itu aliran produk dingin ini menuju separator horizontal (H-120) dimana gas ringan (hidrogen, metana, ethylene), cairan organik dan air terdapat pada setiap keluaran di aliran yang terpisahkan. Aliran bawah dari separator adalah air, yng didekantasikan dan dikirimkan untuk diproses sebelum dibuang, aliran atas berupa gas ringan menuju kompresor (G-121) untuk kemudian ditampung ke dalam tangki penampung (F-122), aliran tengah terdiri dari benzene, toluene, ethylbenzene, stirena dan sedikit air dipompakan menuju kolom destilasi (D-130) untuk memisahkan stirena dari ethylbenzene, benzene dan toluene. Proses pemurnian yang digunakan adalah tiga kolom destilasi.

Kolom destilasi pertama (D-130) adalah kolom untuk memisahkan stirena dari ethylbenzene, benzene dan toluene yang merupakan produk atas dan selanjutnya dimasukkan ke kolom destilasi kedua, sedangkan produk bawah berupa stirena dengan kemurnian 99,93 %. Kolom destilasi kedua (D-140) adalah kolom untuk memisahkan ethylbenzene dari benzene dan toluene yang merupakan produk atas dan selanjutnya dimasukkan ke kolom destilasi ketiga, sedangkan produk bawah berupa ethylbenzene (recycle ethylbenzene) dipompakan ke mixer. Pada kolom destilasi ketiga (D-150) memisahkan antara benzene dan toluene

2.3.4. Tahap Penanganan Produk

Pada kolom destilasi pertama, produk bawah berupa stirena akan didinginkan pada cooler (E-137) sampai mencapai suhu 40 °C kemudian ditampung pada tangki penampung stirena (F-138). Pada kolom destilasi ketiga, sebagai produk atasnya berupa benzene akan didinginkan pada cooler (E-155A) sampai mencapai suhu 40 °C kemudian ditampung pada tangki penampung

benzene (F-156) dengan kemurnian 74,89 % dan sebagai produk bawahnya berupa toluene akan didinginkan pada cooler (E-155B) sampai mencapai suhu 40 °C kemudian ditampung pada tangki penampung toluene (F-158) dengan kemurnian 42,78 %.

(lummus.tech@us.abb.com)

BAB III

NERACA MASSA

Kapasitas produksi = 150.000 ton/tahun

Produksi Stirena $= \frac{150.000\ \text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000\ \text{kg}}{\text{ton}} \times \frac{1\ \text{tahun}}{330\ \text{hari}} \times \frac{1\ \text{hari}}{24\ \text{jam}}$

= 18.940,3872 kg/jam

Waktu Operasi = 330 hari/tahun

Basis Perhitungan = 30.407,8057 kg/jam bahan baku ethylbenzene

Bahan baku yang digunakan :

1. Ethylbenzene terdiri dari :

   $C_6H_5C_2H_5$ = 90 %

   H_2O = 10 %

2. Steam terdiri dari :

   H_2O = 100 %

3. Katalis Iron Oxide terdiri dari :

   Fe_2O_3 = 87 %

   KOH = 11 %

   Cr_2O_3 = 2 %

Diketahui :

BM C_6H_6	= 78,114 kg/kmol
BM C_7H_8	= 92,141 kg/kmol
BM C_8H_{10}	= 106,168 kg/kmol
BM C_8H_8	= 104,152 kg/kmol
BM H_2O	= 18,016 kg/kmol
BM CO	= 28 kg/kmol
BM CO_2	= 44 kg/kmol
BM H_2	= 2 kg/kmol
BM C_2H_4	= 28 kg/kmol

BAB III

NERACA MASSA

Kapasitas produksi = 150.000 ton/tahun

Produksi Stirena = $\frac{150.000\ ton}{tahun} \times \frac{1000\ kg}{ton} \times \frac{1\ tahun}{330\ hari} \times \frac{1\ hari}{24\ jam}$

= 18.940,3872 kg/jam

Waktu Operasi = 330 hari/tahun

Basis Perhitungan = 30.940,3872 kg/jam bahan baku ethylbenzene

Bahan baku yang digunakan :

1. Ethylbenzene terdiri dari :

   $C_6H_5C_2H_5$ = 90 %

   H_2O = 10 %

2. Steam terdiri dari :

   H_2O = 100 %

3. Katalis Iron Oxide terdiri dari :

   Fe_2O_3 = 87 %

   KOH = 11 %

   Cr_2O_3 = 2 %

Diketahui :

BM C_6H_6 = 78,114 kg/kmol

BM C_7H_8 = 92,141 kg/kmol

BM C_8H_{10} = 106,168 kg/kmol

BM C_8H_8 = 104,152 kg/kmol

BM H_2O = 18,016 kg/kmol

BM CO = 28 kg/kmol

BM CO_2 = 44 kg/kmol

BM H_2 = 2 kg/kmol

BM C_2H_4 = 28 kg/kmol

1. **Mixer (M-112)**

Fungsi : Untuk mencampurkan fresh feed ethylbenzene dengan recycle ethylbenzene.

Kondisi operasi mixer :

a. Kondisi : cair

b. Suhu Operasi : 105 °C

c. Tekanan Operasi : 1 atm

Komposisi	Rumus Kimia	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Dari Storage	Recycle EB	Ke Reaktor
Benzene	C_6H_6	-	0,218190	0,218190
Toluene	C_7H_8	-	3,907430	3,907430
Ethylbenzene	C_8H_{10}	27.367,0251	254,193380	27.621,218510
Stirena	C_8H_8	-	0,618040	0,618040
Air	H_2O	3.040,7806	0,000020	3.040,780590
Total		30.407,8057	258,937060	30.666,742760
		30.666,742760		

2. **Furnace (Q-111)**

Fungsi : Untuk menaikkan suhu steam dari 200°C - 650°C.

Tekanan operasi : 3,2 atm

Komposisi	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
$H_2O_{(g)}$	4.089,8336	4.089,8336

3. **Reaktor (R-110)**

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi dehidrogenasi ethylbenzene menjadi stirena dan hidrogen dengan bantuan katalis iron oxide (Fe_2O_3).

Kondisi Reaktor :

a. Suhu Operasi : 600 °C

b. Tekanan Operasi : 1,3 atm

1. Mixer (M-112)

Fungsi : Untuk mencampurkan feed feed ethylbenzene dengan recycle ethylbenzene.

Kondisi operasi mixer :

a. Kondisi : cair

b. Suhu Operasi : 105 °C

c. Tekanan Operasi : 1 atm

Komponen	Rumus Kimia	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Dari Storage	Recycle EB	Ke Reaktor
Benzene	C_6H_6	-	0,218190	0,218190
Toluene	C_7H_8	-	3,007430	3,007430
Ethylbenzene	C_8H_{10}	27,367,0251	234,1923580	27,621,218510
Stirena	C_8H_8	-	0,018040	0,018040
Air	H_2O	3,040,7806	0,000020	3,040,780590
Total		30,407,8057	234,952700	30,660,742760
		30,660,742760		

2. Furnace (Q-111)

Fungsi : Untuk menaikkan suhu steam dari 200°C - 650°C.

Tekanan operasi : 3,2 atm

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
$H_2O_{(g)}$	4,080,8376	4,080,8376

3. Reaktor (R-110)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi dehidrogenasi ethylbenzene menjadi stirena dan hidrogen dengan bantuan katalis iron oxide (Fe_2O_3).

Kondisi Reaktor :

a. Suhu Operasi : 600 °C

b. Tekanan Operasi : 1,5 atm

c. Konversi reaksi : 70 %

d. Sifat reaksi : endotermis

e. Kondisi proses : isotermal

Komponen	Masuk		Keluar		
	Kg/jam	Kmol/jam	Komponen	Kg/jam	Kmol/jam
C_6H_6	0,2182	0,0028	C_6H_6	182,9029	2,3415
C_7H_8	3,9074	0,0424	C_7H_8	71,5459	0,7765
C_8H_{10}	27.621,2185	260,1652	C_8H_{10}	8.286,3656	78,0496
C_8H_8	0,6180	0,0059	C_8H_8	18.967,7078	182,1156
$H_2O_{(l)}$	3.040,7806	168,7822	$H_2O_{(l)}$	2.128,6646	118,1541
$H_2O_{(g)}$	2.128,6646	118,1541	$H_2O_{(g)}$	2.072,2854	115,0247
H_2	-	-	H_2	0,0847	0,0423
CH_4	-	-	CH_4	0,3271	0,0204
C_2H_4	-	-	C_2H_4	1,9668	0,0702
CO	-	-	CO	0,0177	0,0006
CO_2	-	-	CO_2	1,8628	0,0423
Total	32.795,4073		Total	32.795,4073	

4. Separator Horizontal (H-120)

Fungsi : Memisahkan gas-gas ringan, senyawa hidrokarbon (ethylbenzene, stirena, benzene, toluene) dan air berdasarkan perbedaan berat jenis komponen.

Kondisi separator horizontal :

a. Suhu Operasi : 40 °C

b. Tekanan Operasi : 1 atm

c. Konversi reaksi : 70 %

d. Sifat reaksi : endotermis

e. Kondisi proses : isotermal

Komponen	Masuk		Keluar		
	Kg/jam	Kmol/jam	Komponen	Kg/jam	Kmol/jam
C_2H_4	0,2152	0,00768	C_2H_4	182,0929	2,2415
C_2H_6	3,9074	0,12974	C_2H_6	71,5159	0,2765
C_6H_{12}	$2,7.10^{-21}$	240,1452	C_6H_{12}	$8,186.10^{-36}$	75,0496
C_6H_6	0,0180	0,00054	C_6H_6	$18,9.10^{-7}$	182,1156
$H_2O_{(l)}$	3,040,7806	168,7822	$H_2O_{(l)}$	2,128,6646	118,1541
$H_2O_{(g)}$	2,128,6646	118,1541	$H_2O_{(g)}$	3,072,2854	118,0247
H_2	-	-	H_2	0,0947	0,0423
CH_4	-	-	CH_4	0,3271	0,0204
C_2H_6	-	-	C_2H_6	1,5044	0,0702
CO	-	-	CO	0,0177	0,0006
CO_2	-	-	CO_2	1,8028	0,0423
Total	32,7054,4073		Total	32,7054,4073	

4. Separator Horizontal (H-120)

Fungsi : Memisahkan gas-gas ringan, campuran hidrokarbon (ethylbenzene, xilena, benzene, toluene) dan air berdasarkan perbedaan berat jenis komponen.

Kondisi separator horizontal :

a. Suhu Operasi : 40 °C

b. Tekanan Operasi : 1 atm

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)		
	dari reaktor	dari kompresor *(l)*	ke kompresor *(g)*	ke kolom destilasi	ke waste
C_6H_6	182,9029	-	-	182,8953	0,0076
C_7H_8	71,5459	-	-	71,5438	0,0021
C_8H_{10}	8.286,3656	-	-	8.286,3651	0,0004
C_8H_8	18.967,7078	-	-	18.967,7065	0,0013
$H_2O_{(l)}$	2.128,6646	-	-	0,0050	6.066,0017
$H_2O_{(g)}$	2.072,2854	1.865,0568	207,2285	-	-
H_2	0,0847	-	0,0847	-	-
CH_4	0,3271	-	0,3271	-	-
C_2H_4	1,9668	-	1,9668	-	-
CO	0,0177	-	0,0177	-	-
CO_2	1,8628	-	1,8628	-	-
Total	32.795,4073	1.865,0568	211,4876	27.508,5158	6.066,0131
Total Aliran			34.660,4641		34.660,4641

5. Kolom Distilasi 1 (D-130)

Fungsi : Untuk memisahkan benzene, toluene dan ethylbenzene dari stirena berdasarkan perbedaan titik didih komponen.

Jenis : Sieve Tray

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Menuju kolom destilasi 1	Destilat	Bottom
C_6H_6	182,89534	181,06638	1,82895
C_7H_8	71,54382	71,04301	0,50081
C_8H_{10}	8.286,36513	8.278,07877	8,28637
C_8H_8	18.967,70649	37,93541	18.929,77108
H_2O	0,00504	0,00503	0,00001
Total	27.508,51582	8.568,12861	18.940,38721
		27.508,51582	

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)		
	dari reaktor	dari kompressor (4)	ke kompressor (5)	ke kolom distilasi	ke waste
C_4H_6	182,9059	-	-	182,8953	0,0076
C_4H_8	71,5459	-	-	71,5458	0,0021
C_4H_{10}	8,2806,3056	-	-	8,2806,3051	0,0004
C_4H_{12}	18,967,7078	-	-	18,967,7065	0,0013
$H_2O_{(v)}$	2,128,0646	-	-	0,0050	2,080,0017
$H_2O_{(l)}$	2,072,2854	1,805,0508	207,2285	-	-
H_2	0,0847	-	0,0847	-	-
CH_4	0,3271	-	0,3271	-	-
C_2H_4	1,9068	-	1,9068	-	-
CO	0,0177	-	0,0177	-	-
CO_2	1,5028	-	1,5028	-	-
Total	32,795,4072	1,805,0508	211,4876	27,508,5158	0,000,0131
Total Aliran	34,600,4641		34,600,4641		

5. Kolom Distilasi 1 (D-150)

Fungsi : Untuk memisahkan butadiene, toluene dan ethylbenzene dari stirene berdasarkan perbedaan titik didih komponen.

Jenis : Sieve Tray

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Masuk kolom distilasi 1	Distilat	Bottom
C_4H_6	182,8953	181,0058	1,8895
C_8H_8	71,5458	71,0450	0,5008
C_8H_{10}	8,280,3051	8,278,0787	8,2037
C_8H_{12}	18,967,7065	37,9351	18,929,7708
H_2O	0,0050	0,0050	0,0000
Total	27,508,5158	8,568,1286	18,940,3872
		27,508,5158	

6. Kolom Destilasi 2 (D-140)

Fungsi : Untuk memisahkan benzene, toluene dan ethylbenzene dari campuran yang berasal dari hasil atas dari menara destilasi I.

Jenis : Sieve Tray

	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
Komponen	Menuju kolom distilasi 2	Destilat	Bottom
C_6H_6	181,06638	174,36693	6,69946
C_7H_8	71,04301	67,13565	3,90737
C_8H_{10}	8.278,07877	66,22463	8.211,85414
C_8H_8	37,93541	18,96771	18,96771
H_2O	0,00503	0,00499	0,00004
Total	8.568,12861	326,69990	8.241,42871
		8.568,12861	

7. Kolom Destilasi 3 (D-150)

Fungsi : Untuk memisahkan benzene dan toluene dari campuran yang berasal dari hasil atas dari menara destilasi 2.

Jenis : Sieve Tray

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Menuju kolom distilasi 3	Destilat	Bottom
C_6H_6	174,3669	127,2879	47,0791
C_7H_8	67,1356	0,0671	67,0685
C_8H_{10}	66,2246	33,1123	33,1123
C_8H_8	18,9677	9,4839	9,4839
H_2O	0,0050	0,0050	0,00000
Total	326,6999	169,9562	156,7438
		326,6999	

6. Kolom Destilasi 2 (D-140)

Fungsi : Untuk memisahkan benzene, toluene dan ethylbenzene dari campuran yang berasal dari hasil atas dari menara destilasi 1.

Jenis : Sieve Tray

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Masuk kolom distilasi 2	Destilat	Bottom
C_6H_6	181,066,35	174,3669,3	6,699,46
C_7H_8	71,04301	67,13565	3,907,37
C_8H_{10}	8,278,0763	66,22463	8,211,853,414
C_9H_{12}	37,95341	18,96771	18,967,71
H_2O	0,00503	0,00499	0,00004
Total	8,568,12861	326,69999	8,241,429,71
	8,568,12861		

7. Kolom Destilasi 3 (D-150)

Fungsi : Untuk memisahkan benzene dan toluene dari campuran yang berasal dari hasil atas dari menara destilasi 2.

Jenis : Sieve Tray

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Masuk kolom distilasi 3	Destilat	Bottom
C_6H_6	174,3669	127,2879	47,0791
C_7H_8	67,1356	0,0071	67,0685
C_8H_{10}	66,2246	27,1123	39,1123
C_9H_{12}	18,9677	9,4839	9,4839
H_2O	0,0050	0,0050	0,00000
Total	326,6999	163,9562	162,7438
	326,6999		

BAB IV

NERACA PANAS

Kapasitas produksi = 150.000 ton/ tahun

$$= \left(150.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}}\right) x \left(1000 \frac{\text{kg}}{\text{ton}}\right) x \left(\frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}}\right) x \left(\frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}\right)$$

= 18.940,3872 kg/jam

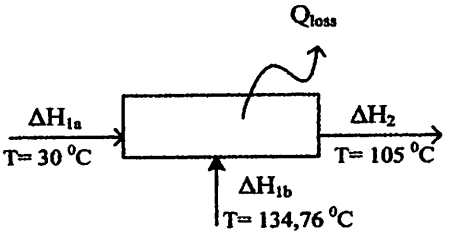
Satuan Panas = kkal/jam

Waktu Operasi = 330 hari / tahun

= 24 jam/hari

Suhu Referensi = 25 °C = 298,15 K

1. Mixer (M-112)



Neraca panas :

$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{loss}$

Keterangan :

ΔH_{1a}, ΔH_{1b} : panas yang terkandung dalam bahan masuk mixer (kkal/jam)

ΔH_2 : panas yang terkandung dalam bahan keluar mixer (kkal/jam)

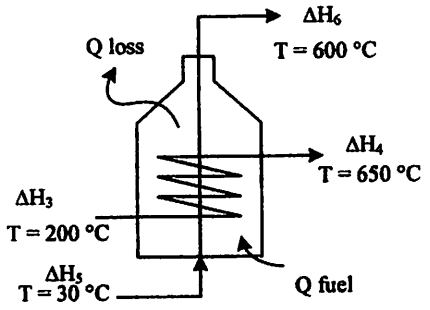
Q : panas yang terkandung karena adanya pencampuran (kkal/jam)

Q_{loss} : panas yang hilang (kkal/jam)

Neraca Panas pada Mixer (M-112) :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_{1a}	384,1559	ΔH_2	6.737,4041
ΔH_{1b}	77,6591	Q_{loss}	330,2942
Q	6.605,8832		
Total	7.067,6982	Total	7.067,6982

2. Furnace (Q-111)



Neraca panas : $\Delta H_3 + \Delta H_5 + Q = \Delta H_4 + \Delta H_6 + Q$ loss

Keterangan :

ΔH_3 : panas yang terkandung dalam steam masuk furnace (kkal/jam)

ΔH_4 : panas yang terkandung dalam bahan keluar furnace (kkal/jam)

ΔH_5 : panas udara masuk furnace (kkal/jam)

ΔH_6 : panas flue gas keluar furnace (kkal/jam)

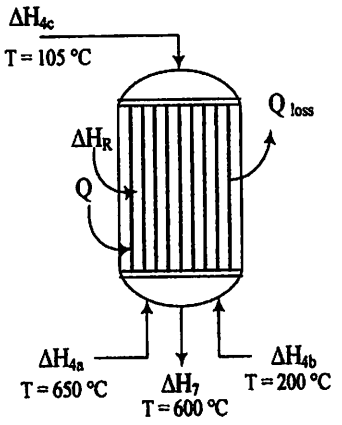
Q : panas yang diberikan oleh fuel gas (kkal/jam)

Q_{loss} : panas yang hilang (kkal/jam)

Neraca panas pada Furnace (Q-111) :

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_2	2.729,9198	ΔH_3	9.669,8118
ΔH_4	2.007,9640	ΔH_5	485.334,2493
Q	490.402,6733	Q_{loss}	136,4960
Total	495.140,5571	Total	495.140,5571

3. Reaktor (R-110)



Neraca panas : $(\Delta H_{4a} + \Delta H_{4b} + \Delta H_{4c}) + \Delta H_R + Q = \Delta H_7 + Q$ loss

Keterangan :

ΔH_{4a} : panas yang terkandung dalam steam dari furnace (kkal/jam)

ΔH_{4b} : panas yang terkandung dalam steam masuk reaktor (kkal/jam)

ΔH_{4c} : panas yang terkandung dalam bahan dari mixer (kkal/jam)

ΔH_7 : panas yang terkandung dalam bahan keluar reaktor (kkal/jam)

ΔH_R : panas yang terkandung dalam reaksi (kkal/jam)

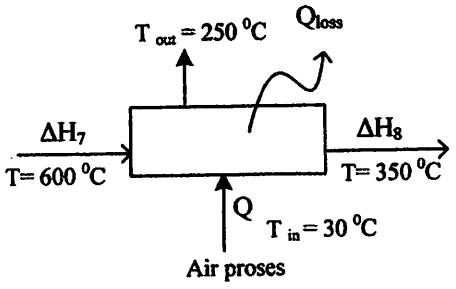
Q_{loss} : panas yang hilang (kkal/jam)

Q : panas yang dibutuhkan (kkal/jam)

Neraca panas pada Reaktor (R-110) :

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_4	29.342,1920	ΔH_7	65.797,2332
ΔH_R	4.708,7486	Q_{loss}	3.463,0123
Q	35.209,3048		
Total	69.260,2455	Total	69.260,2455

4. Waste Heat Boiler 1 (E-124A)



Neraca panas :

$\Delta H_7 = \Delta H_8 + Q_{loss} + Q$

Keterangan :

ΔH_7 : panas yang terkandung dalam bahan masuk WHB 1 (kkal/jam)

ΔH_8 : panas yang terkandung dalam bahan keluar WHB 1 (kkal/jam)

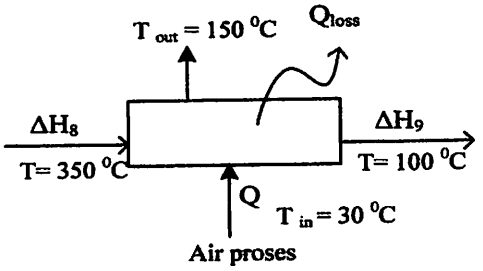
Q : panas yang diserap pendingin air proses (kkal/jam)

Q_{loss} : panas yang hilang (kkal/jam)

Neraca Panas pada WHB 1 (E-124A) :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_7	65.797,2332	ΔH_8	34.074,4109
		Q_{loss}	3.289,8617
		Q	28.432,9606
Total	65.797,2332	Total	65.797,2332

5. Waste Heat Boiler 2 (E-124B)



Neraca panas :

$\Delta H_8 = \Delta H_9 + Q_{loss} + Q$

Keterangan :

ΔH_8 : panas yang terkandung dalam bahan masuk dari WHB 1 (kkal/jam)

ΔH_9 : panas yang terkandung dalam bahan keluar ke cooler (kkal/jam)

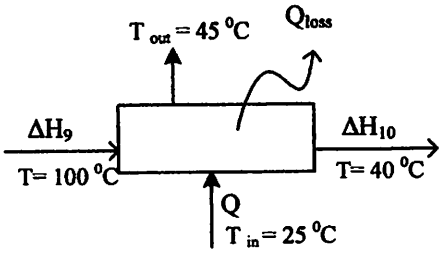
Q : panas yang diserap pendingin air proses (kkal/jam)

Q_{loss} : panas yang hilang (kkal/jam)

Neraca Panas pada WHB 2 (E-124B) :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_8	34.074,4109	ΔH_9	6.465,7918
		Q_{loss}	1.703,7205
		Q	25.904,8985
Total	34.074,4109	Total	34.074,4109

6. Cooler-01 (E-123)



Neraca panas :

$\Delta H_9 = \Delta H_{10} + Q_{loss} + Q$

Keterangan :

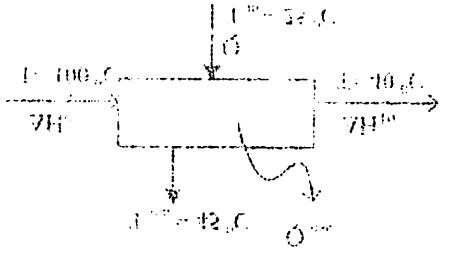
ΔH_9 : panas yang terkandung dalam bahan masuk dari WHB 2 (kkal/jam)

ΔH^0 : beban kerja reaktor pada massa dan HHW 5 (kkal/jam)

Kesimpulan :

$\Delta H^0 = \Delta H^{10} + Q^{loss} + Q$

Neraca beban :



2. Cooler-01 (E-153)

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH^0	3.110.4.0100	ΔH^1	3.110.4.0100
		Q^{loss}	1.103.3303
		Q	2.008.4.0.25
Total	3.110.4.0100	Total	3.110.4.0100

Neraca Panas pada HHW 5 (E-154B) :

Q^{loss} : beban kerja pipanas (kkal/jam)

Q : beban kerja dipasang bangunan un proses (kkal/jam)

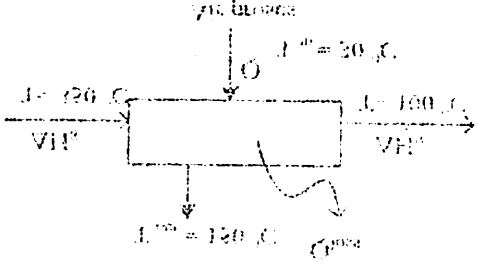
ΔH^2 : beban kerja reaktor dalam pada kolom ke cooler (kkal/jam)

ΔH^2 : beban kerja reaktor dalam pada massa dan HHW 1 (kkal/jam)

Kesimpulan :

$\Delta H^2 = \Delta H^0 + Q^{loss} + Q$

Neraca beban :



2. Massa Heat Boiler 5 (E-154B)

ΔH_{10} : panas yang terkandung dalam bahan keluar dari cooler (kkal/jam)

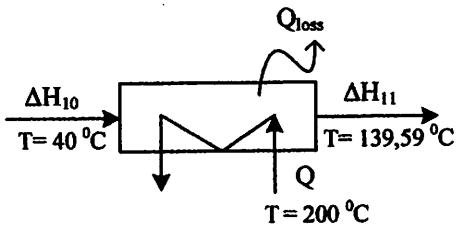
Q : panas yang diserap pendingin air proses (kkal/jam)

Q_{loss} : panas yang hilang (kkal/jam)

Neraca Panas pada Cooler-01 (E-123) :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_9	6.465,7918	ΔH_{10}	1.205,8813
		Q_{loss}	323,2896
		Q	4.936,6210
Total	6.465,7918	Total	6.465,7918

7. Preheater Kolom Destilasi 1 (E-131)



Neraca panas :

$\Delta H_{10} + Q = \Delta H_{11} + Q_{loss}$

Keterangan :

ΔH_{10} : panas yang terkandung dalam bahan masuk dari Cooler-01 (kkal/jam)

ΔH_{11} : panas yang terkandung dalam bahan keluar dari menuju KD-01 (kkal/jam)

Q : panas yang dibawa pemanas (kkal/jam)

Q_{loss} : panas yang hilang (kkal/jam)

Neraca Panas pada Preheater KD-01 (E-131) :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_{10}	1.205,8813	ΔH_{11}	10.286,1006
Q	9.558,1256	Q_{loss}	477,9063
Total	10.764,0069	Total	10.764,0069

ΔH_{10} : panas yang terkandung dalam bahan keluar dari cooler (kkal/jam)

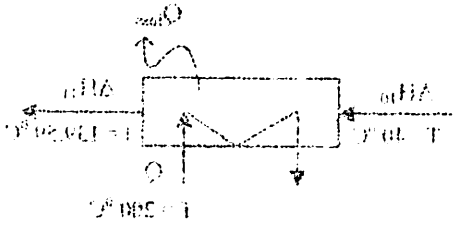
Q : panas yang diserap pendingin air proses (kkal/jam)

Q_{loss} : panas yang hilang (kkal/jam)

Neraca Panas pada Cooler-01 (E-123) :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_{10}	6.465.7918	ΔH_{11}	1.205.8813
		Q_{loss}	323.2869
		Q	4.936.6210
Total	6.465.7918	Total	6.465.7918

7. Preheater Kolom Distilasi 1 (E-131)



Neraca panas :

$\Delta H_{10} + Q = \Delta H_{11} + Q_{loss}$

Keterangan :

ΔH_{10} : panas yang terkandung dalam bahan masuk dari Cooler-01 (kkal/jam)

ΔH_{11} : panas yang terkandung dalam bahan keluar dari menuju KD-01 (kkal/jam)

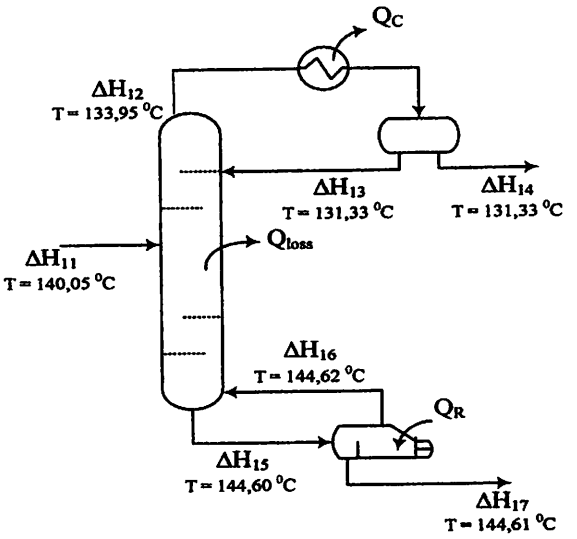
Q : panas yang dibawa pemanas (kkal/jam)

Q_{loss} : panas yang hilang (kkal/jam)

Neraca Panas pada Preheater KD-01 (E-131) :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_{10}	1.205.8813	ΔH_{11}	10.286.1000
Q	9.355.1256	Q_{loss}	272.9069
Total	10.561.0069	Total	10.561.0069

8. Kolom Destilasi 1 (D-130)



Neraca panas : $\Delta H_{11} + Q_R = \Delta H_{14} + \Delta H_{17} + Q_{loss} + Q_c$

Dimana :

ΔH_{11} = Panas bahan masuk dari preheater KD-01

ΔH_{12} = Panas yang keluar KD-01 menuju kondensor-01

ΔH_{13} = Panas keluar dari kondensor-01 sebagai refluks menuju KD-01

ΔH_{14} = Panas keluar dari kondensor-01

ΔH_{15} = Panas keluar menuju reboiler-01

ΔH_{16} = Panas yang terbawa oleh uap sebagai refluks dari reboiler-01 menuju KD1

ΔH_{17} = Panas yang keluar sebagai hasil bottom dari reboiler-01

Q_R = Panas yang terjadi disekitar reboiler-01

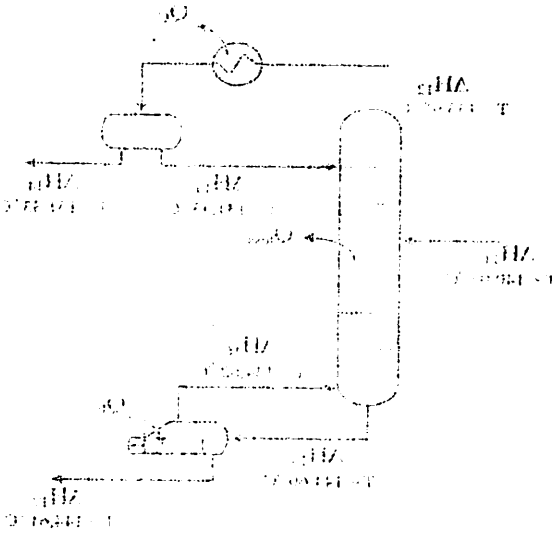
Q loss = Panas yang hilang

Qc = Panas yang terjadi disekitar kondensor-01

Neraca Panas pada Kolom Destilasi 1 (D-130) :

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_{11}	8.503,4177	ΔH_{14}	293,4652
Q_R	1.226.274,7561	ΔH_{17}	6.059,0405
		Q_{loss}	61.738,9087
		Q_c	1.166.686,7595
Total	1.234.778,1738	Total	1.234.778,1738

8. Kolom Destilasi I (D-130)



Neraca panas : $\Delta H_{11} + Q_R = \Delta H_{14} + \Delta H_{15} + Q_{loss} + Q_c$

Dimana :

ΔH_{11} = Panas bahan masuk dari preheater KD-01

ΔH_{12} = Panas yang keluar KD-01 menuju kondensor-01

ΔH_{15} = Panas keluar dari kondensor-01 sebagai refluks menuju KD-01

ΔH_{14} = Panas keluar dari kondensor-01

ΔH_{16} = Panas keluar menuju reboiler-01

ΔH_{16} = Panas yang terbawa oleh uap sebagai refluks dari reboiler-01 menuju KD1

ΔH_{17} = Panas yang keluar sebagai hasil bottom dari reboiler-01

Q_R = Panas yang terjadi disekitar reboiler-01

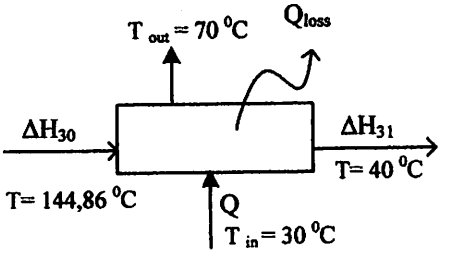
Q loss = Panas yang hilang

Q_c = Panas yang terjadi disekitar kondensor-01

Neraca Panas pada Kolom Destilasi I (D-130) :

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_{11}	8.303,4177	ΔH_{14}	293,4652
Q_R	1.220.274,7561	ΔH_{15}	6.059,0405
		Q_{loss}	61.738,9087
		Q_c	1.166.086,7595
Total	1.234.277,8738	Total	1.234.277,8738

9. Cooler-02 (E-137)



Neraca panas :

$\Delta H_{30} = \Delta H_{31} + Q_{loss} + Q$

Keterangan :

ΔH_{30} : panas masuk dari bottom KD-01 (kkal/jam)

ΔH_{31} : panas keluar menuju tangki produk stirena (kkal/jam)

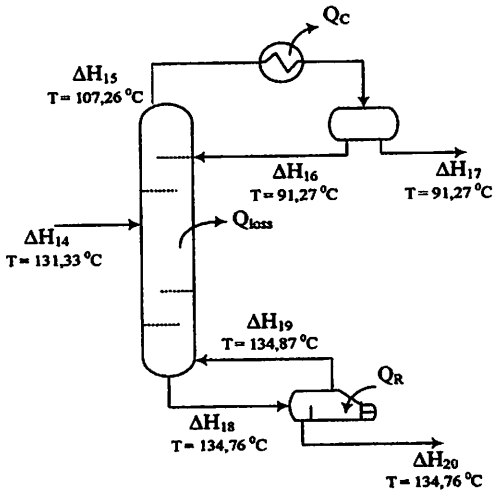
Q : panas yang diserap air pendingin (kkal/jam)

Q_{loss} : panas yang hilang (kkal/jam)

Neraca Panas pada Cooler-02 (E-137) :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_{30}	6.059,0405	ΔH_{31}	663,4827
		Q_{loss}	302,9520
		Q	5.092,6057
Total	6.059,0405	Total	6.059,0405

10. Kolom Destilasi 2 (D-140)



Neraca panas : $\Delta H_{14} + Q_R = \Delta H_{17} + \Delta H_{20} + Q_{loss} + Q_c$

Dimana :

ΔH_{14} = Panas bahan masuk dari top KD-01

ΔH_{15} = Panas yang keluar KD-02 menuju kondensor-02

ΔH_{16} = Panas keluar dari kondensor-02 sebagai refluks menuju KD-02

ΔH_{17} = Panas keluar dari kondensor-02

ΔH_{18} = Panas keluar menuju reboiler-02

ΔH_{19} = Panas yang terbawa oleh uap sebagai refluks dari reboiler-02 menuju KD2

ΔH_{20} = Panas yang keluar sebagai hasil bottom dari reboiler-02

Q_R = Panas yang terjadi disekitar reboiler-02

Q loss = Panas yang hilang

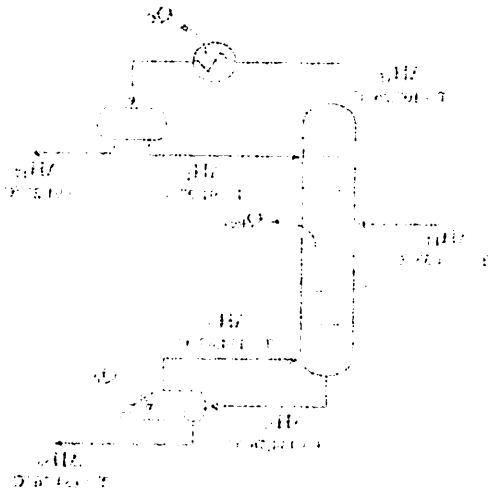
Qc = Panas yang terjadi disekitar kondensor-02

Q = Panas yang dibutuhkan

Neraca Panas pada Kolom Destilasi 2 (D-140) :

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_{14}	2.438,6641	ΔH_{17}	66,0135
Q_R	767,3617	ΔH_{20}	2.473,1640
		Q_{loss}	160,3013
		Q_c	506,5470
Total	3.206,0258	Total	3.206,0258

10. Kolom Destilasi 2 (D-140)



Neraca panas : $\Delta H_{11} + Q_R = \Delta H_{12} + \Delta H_{20} + Q_{loss} + Q_c$

Dimana :

ΔH_{11} = Panas bahan masuk dari tup KD-01

ΔH_{12} = Panas yang keluar KD-02 menuju kondensor-02

ΔH_{13} = Panas keluar dari kondensor-02 sebagai refluks menuju KD-02

ΔH_{17} = Panas keluar dari kondensor-02

ΔH_{18} = Panas keluar menuju reboiler-02

ΔH_{19} = Panas yang terbawa oleh uap sebagai refluks dari reboiler-02 menuju KD2

ΔH_{20} = Panas yang keluar sebagai hasil bottom dari reboiler-02

Q_R = Panas yang terjadi diskiter reboiler-02

Q loss = Panas yang hilang

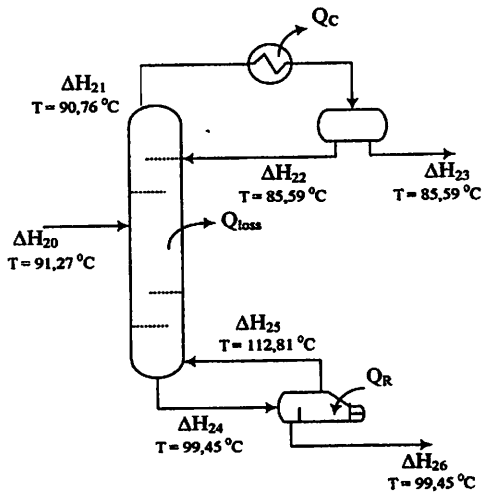
Q_c = Panas yang terjadi diskiter kondensor-02

Q = Panas yang dibutuhkan

Neraca Panas pada Kolom Destilasi 2 (D-140) :

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_{11}	2.438,0641	ΔH_{17}	90,0135
Q_R	767,5617	ΔH_{18}	2.424,1640
		Q_c	180,3013
		Q_{loss}	500,5470
Total	3.200,0258	Total	3.200,0258

11. Kolom Destilasi 3 (D-150)



Neraca panas : $\Delta H_{20} + Q_R = \Delta H_{23} + \Delta H_{26} + Q_{loss} + Q_c$

Dimana :

ΔH_{20} = Panas bahan masuk dari top KD-02

ΔH_{21} = Panas yang keluar KD-03 menuju kondensor-03

ΔH_{22} = Panas keluar dari kondensor-03 sebagai refluks menuju KD-03

ΔH_{23} = Panas keluar dari kondensor-03

ΔH_{24} = Panas keluar menuju reboiler-03

ΔH_{25} = Panas yang terbawa oleh uap sebagai refluks dari reboiler-03 menuju KD3

ΔH_{26} = Panas yang keluar sebagai hasil bottom dari reboiler-03

Q_R = Panas yang terjadi disekitar reboiler-03

Q loss = Panas yang hilang

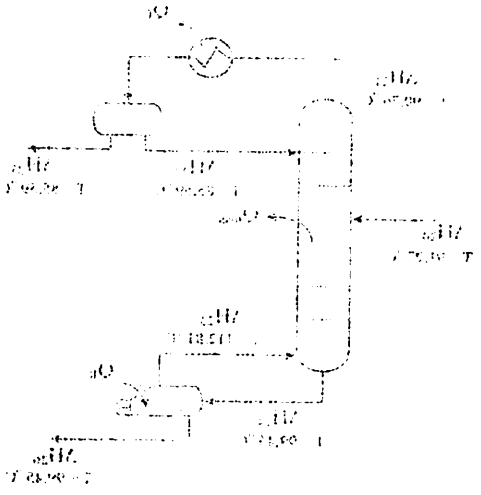
Qc = Panas yang terjadi disekitar kondensor-03

Q = Panas yang dibutuhkan

Neraca Panas pada Kolom Destilasi 3 (D-150) :

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_{20}	6,2539	ΔH_{23}	2,8793
Q_R	363,1224	ΔH_{26}	3,4894
		Q_{loss}	18,4688
		Q_c	344,5388
Total	369,3763	Total	369,3763

11. Kolom Distilasi 3 (D-150)



Neraca panas : $\Delta H_{20} + Q_R = \Delta H_{22} + \Delta H_{26} + Q_{loss} + Q_C$

Dimana :

ΔH_{20} = Panas bahan masuk dari top KD-02

ΔH_{21} = Panas yang keluar KD-03 menuju kondensor-03

ΔH_{22} = Panas keluar dari kondensor-03 sebagai refluks menuju KD-03

ΔH_{23} = Panas keluar dari kondensor-03

ΔH_{24} = Panas keluar menuju reboiler-03

ΔH_{25} = Panas yang terbawa oleh uap sebagai refluks dari reboiler-03 menuju KD3

ΔH_{26} = Panas yang keluar sebagai hasil bottom dari reboiler-03

Q_R = Panas yang terpadi diskritar reboiler-03

Q loss = Panas yang hilang

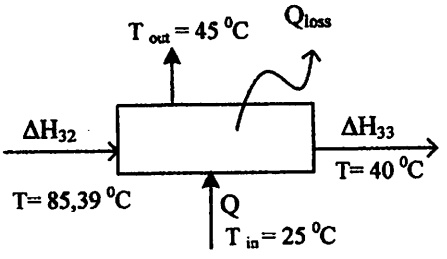
Q_C = Panas yang terpadi diskritar kondensor-03

Q = Panas yang dibutuhkan

Neraca Panas pada Kolom Distilasi 3 (D-150) :

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_{20}	6,2579	ΔH_{21}	2,8793
Q_R	303,1221	ΔH_{26}	3,4894
		Q_{loss}	18,1688
		Q_C	344,5288
Total	309,3799	Total	369,3799

12. Cooler-03 (E-155A)



Neraca panas :

$\Delta H_{32} = \Delta H_{33} + Q_{loss} + Q$

Keterangan :

ΔH_{32} : panas masuk dari top KD-03 (kkal/jam)

ΔH_{33} : panas keluar menuju tangki produk benzene (kkal/jam)

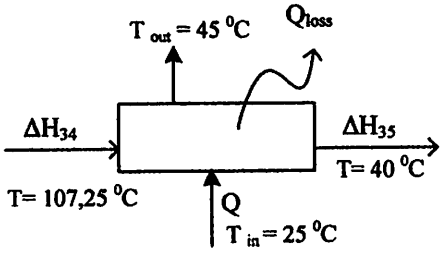
Q : panas yang diserap air pendingin (kkal/jam)

Q_{loss} : panas yang hilang (kkal/jam)

Neraca Panas pada Cooler-03 (E-155A) :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_{32}	2,8793	ΔH_{33}	0,6677
		Q_{loss}	0,1440
		Q	2,0677
Total	2,8793	Total	2,8793

13. Cooler-04 (E-155B)



Neraca panas :

$\Delta H_{34} = \Delta H_{35} + Q_{loss} + Q$

Keterangan :

ΔH_{34} : panas masuk dari bottom KD-03 (kkal/jam)

ΔH_{35} : panas keluar menuju tangki produk toluene (kkal/jam)

Q : panas yang diserap air pendingin (kkal/jam)

Q_{loss} : panas yang hilang (kkal/jam)

Neraca Panas pada Cooler-04 (E-155B) :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_{34}	3,4894	ΔH_{35}	0,6400
		Q_{loss}	0,1745
		Q	2,6749
Total	3,4894	Total	3,4894

BAB V
SPESIFIKASI ALAT

1. Storage Ethylbenzene (F-114)

Fungsi : Untuk tempat penyimpanan bahan baku Ethylbenzene

Jumlah : 1 Buah

Type : Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished

Direncanakan :

Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA-240 grade M type 316
Allowable stress	:	18750
Tipe pengelasan	:	Double Welded Butt Joint (E=0,8)
Faktor korosi	:	1/16 in
Waktu tinggal	:	7 Hari
Massa bahan masuk	:	3.040,781 kg/jam = 1126222,414 lb/jam
L/D	:	1,5
Jumlah storage	:	5
Suhu operasi	:	30 °C
Tekanan operasi	:	1 atm

Spesifikasi storage Ethylbenzene :

Bahan konstruksi	:	Carbon Stell SA – 240 grade M type 316				
Volume tangki (V_T)	:	20717,5312	ft^3	:	586,6583	m^3
Diameter dalam (D_i)	:	328,5145	in	:	8,3443	m
Diameter luar (D_o)	:	328,9225	in	:	8,3546	m
Tebal silinder (ts)	:	3/16	in	:	0,0052	m
Tinggi silinder (Ls)	:	492,7717	in	:	12,5164	m
Tebal tutup atas (t_{ha})	:	3/16	in	:	0,0052	m
Tinggi tutup atas (h_a)	:	55,5189	in	:	1,4102	m
Tinggi storage (H)	:	492,8967	in	:	12,5196	m

2. Pompa Bahan Baku Ethylbenzene (L-113A)

Fungsi : Memompa ethylbenzene dari storage bahan baku menuju tangki pencampur (M-112)

Jumlah : 1 buah

Tipe : *Centrifugal pump*

Maka : Daya Pompa = 0,5959 Hp

Daya motor = 0,5244 Hp

Jadi digunakan motor dengan daya 1 Hp

3. Tangki Pencampur (M-112)

Dasar perancangan :

Fungsi : Untuk mencampur EB dari storage (F-114) menuju Reaktor (R-110)

Type : Horizontal vessel

Bahan konstruksi	:	*SA-167 grade 3 type 304*
Stress di ijinkan	:	16000
Tipe pengelasan	:	Double Welded Butt Joint (E = 0,80)
Faktor korosi	:	2/16 in
Ditetapkan Ls	:	3Di
waktu tinggal	:	10 menit
Kapasitas	:	30.407,81 kg/jam = 67037,6566 lb/jam
Suhu Operasi	:	105 °C
Tekanan Operasi	:	1 atm = 14,696 psia
Densitas campuran	:	54,3608 lb/ft^3

Spesifikasi akumulator

Kapasitas	:	30.407,81 kg/jam = 67037,6566 lb/jam
Volume tangki (V_T)	:	43,6561 m3
Diameter dalam (Di)	:	2,5859 m
Diameter luar (Do)	:	2,7432 m
Tebal silinder (ts)	:	0,0048 m

Tinggi silinder (Ls)	:	6,8510	m
Tebal tutup atas (tha)	:	0,0068	m
Tebal tutup atas (thb)	:	0,0068	m
Tinggi tutup atas (ha)	:	0,4124	m
Tinggi tutup bawah (hb)	:	0,4124	m
Jumlah	:	1 buah	

4. Pompa Bahan Baku Ethylbenzene (L-113B)

Fungsi : Memompa bahan baku dari Mixer (M-112) menuju Reaktor(R-110)

Jumlah : 1 buah

Tipe : *Centrifugal pump*

Maka : Daya Pompa = 0,7494 Hp

Daya motor = 0,6595 Hp

Jadi digunakan motor dengan daya 1 Hp

5. Reaktor (R-110)

Perancangan alat utama oleh Renny Teteki Wanadriningrum (05. 14. 020)

6. Furnace (Q-111)

Fungsi : Melewatkan steam dan dialirkan menuju reaktor

Type : thermal fluid

Spesifikasi Furnace

Bahan konstruksi	:	batu tahan api				
Kapasitas	:	4.089,8336	kg/jam	=	9016,45	lb/jam
Jumlah pipa lurus	:	78	buah			
Volume pipa	:	245.900,6597	in^3	=	4,02959	m^3
Ukuran pipa	:	10	in	=	0,254	m
Panjang pipa	:	40	in	=	1,016	m
Volume furnace	:	19.180.251,4550	in^3	=	314,308	m^3

Panjang furnace	:	40	in	=	1,016	m
Lebar furnace	:	36	in	=	0,9144	m
Tinggi furnace	:	13.319,619	in	=	338,318	m

7. Waste Heat Boiler (E-124A)

Fungsi : mendinginkan bahan baku yang keluar dari reaktor (R-110)

Jumlah : 1 buah

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Direncanakan :

- Pipa ukuran 3/4 in , 16 BWG
- Susunan square pitch
- Pt = 1 in
- Rd = 0,0035 jam.ft^2.^{0}F/Btu
- ΔP air = 10 psi
- ΔP uap = 2 psi

Spesifikasi peralatan :

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 Grade B

Dimensi :

IDS	=	15,25	in
OD	=	¾	in
L	=	12	ft
Nt	=	80	buah
Jumlah	=	1	buah

8. Waste Heat Boiler (E-124B)

Fungsi : mendinginkan ethylbenzene yang keluar dari WHB II (E-124A)

Jumlah : 1 buah

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Direncanakan :

- Pipa ukuran 3/4 in , 16 BWG
- Susunan square pitch
- Pt = 1 in
- Rd = 0,0035 jam.ft^2.^{0}F/Btu
- ΔP air = 10 psi
- ΔP uap = 2 psi

Spesifikasi peralatan :

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 Grade B

Dimensi :

IDS	=	15,25	in
OD	=	¾	in
L	=	12	ft
Nt	=	23	buah
Jumlah	=	1	buah

9. Cooler (E-123)

Fungsi : mendinginkan hasil dari Waste Heat Boiler II (E-124B)

Jumlah : 1 buah

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Direncanakan :

- Pipa ukuran 3/4 in , 16 BWG
- Susunan square pitch
- Pt = 1 in
- Rd = 0,0035 jam.ft^2.^{0}F/Btu
- ΔP air = 10 psi
- ΔP uap = 2 psi

Spesifikasi peralatan :

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 Grade B

Dimensi :

IDS	=	15,25	in
OD	=	¾	in
L	=	12	ft
Nt	=	231	buah
Jumlah	=	1	buah

10. Separator Horizontal (H-120)

Fungsi : Memisahkan fasa uap dan liquid yang dihasilkan dari WHB I (E-124A)

Bahan baku disimpan selama 2 menit

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi peralatan :

Bahan konstruksi	:	Carbon Stell SA – 167 grade 3 type 304				
Volume tangki	:	120,2734	ft^3	:	3,4058	m^3
Diameter dalam	:	57,7124	in	:	1,4659	m
Diameter luar	:	57,9008	in	:	1,4707	m
Tebal silinder	:	2/16	in	:	0,0024	m
Jumlah	:	1	buah			

11 Kompresor (G-121)

Fungsi : Memisahkan feed yang masih berupa gas menuju storage (F-122)

Type : sigle stage

Spesifikasi kompresor :

P_1 = Tekanan masuk kompresor

P_2 = Tekanan keluar kompresor

Efisiensi = 0,8

Daya = 0,5 Hp

Jumlah = 1

12. Pompa (L-132)

Fungsi : Memompa bahan baku dari separator horizontal menuju Preheater (E-131)

Jumlah : 1 buah

Tipe : *Centrifugal pump*

Maka : Daya Pompa = 0,6513 Hp

Daya motor = 0,5732 Hp

Jadi digunakan motor dengan daya 1 Hp

13. Pre Heater (M-112)

Fungsi : mendinginkan hasil dari Waste Heat Boiler (E-124B)

Jumlah : 1 buah

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Direncanakan :

- Pipa ukuran 3/4 in , 16 BWG
- Susunan square pitch
- Pt = 1 in
- Rd = 0,0035 jam.ft^2.^{0}F/Btu
- ΔP air = 10 psi
- ΔP uap = 2 psi

Spesifikasi peralatan :

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 Grade B

Dimensi :

IDS	=	15,25	in
OD	=	¾	in
L	=	12	ft
Nt	=	231	buah
Jumlah	=	1	buah

14. Menara Destilasi I (D-130)

Nama alat : Kolom Destilasi I

Fungsi : Memisahkan Ethylbenzene, Stirene, Toluene dan Benzene

Jumlah : 1 Buah

Tipe : Sieve tray

Kode Alat : D-130

Spesifikasi Kolom Destilasi :

1. Silinder

-	Diameter dalam	:	180,38 in
-	Diameter luar	:	181 in
-	Tinggi	:	316,283 in
-	Tebal	:	5/16 in
-	Bahan konstruksi	:	High alloy Steel SA-240 grade B

2. Tutup Atas dan Tutup Bawah

-	Crown radius	:	180,38 in
-	Tinggi	:	30,48 in
-	Tebal	:	5/16 in
-	Bahan konstruksi	:	High alloy Steel SA-240 grade B

3. Tray

-	Jumlah Tray	:	12 tray
-	Tray spacing	:	15 in
-	Susunan Pitch	:	Segitiga
-	Bahan konstruksi	:	High alloy Steel SA-240 grade B

4. Downcomer

-	Lebar (Wd)	:	0,01302 in
-	Luas	:	81,9372 in
-	Bahan konstruksi	:	High alloy Steel SA-240 grade B

5. Nozzle

-	Diameter Nozzle feed masuk	:	4	in
-	Diameter Top Kolom	:	24	in
-	Diameter Refluks Kondensor	:	4	in
-	Diameter Uap Reboiler	:	24	in
-	Diameter Bottom Kolom	:	4	in

15 Kondensor MD I (E-133)

Fungsi : Mengkondensasikan uap yang keluar dari destilat MD I

Jumlah : 1 buah

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Direncanakan :

- Pipa ukuran 3/4 in , 16 BWG
- Susunan square pitch
- Pt = 1 in
- Rd = 0,0035 jam.ft^2.^{0}F/Btu
- ΔP air = 10 psi
- ΔP uap = 2 psi

Spesifikasi Kondensor :

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 Grade B

Dimensi :

IDS	:	15,25	in
OD	:	0,75	in
L	:	12	ft
Nt	:	111	buah
Jumlah	:	1	buah

16. Akumulator MD I (F-134)

Fungsi : Untuk menampung sementara kondensat dari kondensor 1

Type : Horizontal akumulator

Bahan konstruksi	:	SA-167 grade 3 type 304
Stress di ijinkan	:	16000
Tipe pengelasan	:	Double Welded Butt Joint (E = 0,80)
faktor korosi	:	2/16 in
Ditetapkan Ls	:	3Di
waktu tinggal	:	5 menit
kapasitas	:	8.568,1286 kg/jam = 18889,29633 lb/jam
Suhu Operasi	:	134 °C
Tekanan Operasi	:	1 atm = 14,696 psia
Densitas campuran	:	54,1585 lb/ft^3

Spesifikasi peralatan :

Tipe	:	Horizontal drum dengan tutup standard dished	
Bahan kostruksi	:	SA-167 grade 3 type 304	
Kapasitas	:	8.568,1286 kg/jam = 18889,4677 lb/jam	
Volume tangki (V_T)	:	11,6208	m3
Diameter dalam (Di)	:	1,6634	m
Diameter luar (Do)	:	1,6764	m
Tebal silinder (ts)	:	1/16	m
Tinggi silinder (Ls)	:	4,9675	m
Tebal tutup atas (tha)	:	0,0053	m
Tebal tutup atas (thb)	:	0,0053	m
Tinggi tutup atas (ha)	:	0,2695	m
Tinggi tutup bawah hb)	:	0,2695	m
Jumlah	:	1 buah	

17. Pompa (L-141)

Fungsi : Memompa liquid dari akumulator MD I (F-134) menuju Menara Destilasi II (D-140)

Jumlah : 1 buah

Tipe : *Centrifugal pump*

Maka : Daya Pompa = 0,2030 Hp

Daya motor = 0,1786 Hp

Jadi digunakan motor dengan daya 0,5 Hp

18. Reboiler MD I (E-135)

Fungsi : Menguapkan sebagian hasil bawah MD I (D-130)

Jumlah : 1 buah

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Direncanakan :

- Pipa ukuran 3/4 in , 16 BWG
- Susunan square pitch
- Pt = 1 in
- Rd = 0,0035 jam.ft2.0F/Btu
- ΔP air = 10 psi
- ΔP uap = 2 psi

Spesifikasi peralatan :

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 Grade B

Dimensi :

IDS	=	15,25	in
OD	=	¾	in
L	=	12	ft
Nt	=	168	buah
Jumlah	=	1	buah

19. Pompa (L-136)

Fungsi : Memompa dari reboiler (E-135) menuju storage produk stirena monomer (F-138)

Jumlah : 1 buah

Tipe : *Centrifugal pump*

Maka : Daya Pompa = 0,2037 Hp

Daya motor = 0,1793 Hp

Jadi digunakan motor dengan daya 0,5 Hp

20. Cooler produk stirena monomer (E-142)

Fungsi : mendinginkan dan menurunkan suhu, dialirkan menuju storage (F-138)

Jumlah : 1 buah

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Direncanakan :

- Pipa ukuran 3/4 in , 16 BWG
- Susunan square pitch
- Pt = 1 in
- Rd = 0,0035 jam.ft^2.^{0}F/Btu
- ΔP air = 10 psi
- ΔP uap = 2 psi

Spesifikasi peralatan :

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 Grade B

Dimensi :

IDS = 8 in

OD = ¾ in

L = 12 ft

Nt = 26 buah

Jumlah : 1 buah

21. Storage produk Stirena Monomer (F-138)

Fungsi : Untuk tempat penyimpanan produk stirena monomer

Jumlah : 3 Buah

Type : Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished

Direncanakan: :

Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA-240 grade M type 316
Allowable stress	:	18750
Tipe pengelasan	:	Double Welded Butt Joint (E = 0,8)
Faktor korosi	:	1/16 in
Waktu tinggal	:	7 Hari
Massa bahan masuk	:	6.313,462 kg/jam = 2338334,748 lb/h
Densitas bahan	:	54,1256 lb/ft^3
Suhu operasi	:	40 °C
Tekanan operasi	:	1 atm

Spesifikasi Peralatan :

Fungsi : Untuk tempat penyimpanan produk stirena monomer

Type : Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished

Bahan konstruksi : Carbon Stell SA – 240 grade M type 316

Volume tangki	:	43201,9834	ft^3	:	1223,350564	m^3
Diameter dalam	:	418,7919	in	:	10,6373	m
Diameter luar	:	420,2919	in	:	10,6754	m
Tebal silinder	:	5/16	in	:	0,0075	m
Tinggi silinder	:	629,5560	in	:	15,9908	m
Tebal tutup	:	2/16	in	:	0,0032	m
Tinggi tutup	:	70,77583494	in	:	1,7977	m
Tinggi storage	:	629,6810	in	:	15,9939	m

22. Destilasi II (D-140)

Fungsi : Memisahkan Ethylbenzene,Toluene dan Benzene

Jumlah : 1 Buah

Tipe : Sieve tray

Kode Alat : D-140

Spesifikasi Kolom Destilasi :

1. Silinder

- Diameter dalam : 180,38 in
- Diameter luar : 181,00 in
- Tinggi : 309,1316 in
- Tebal : 5/16 in
- Bahan konstruksi : High alloy Steel SA-240 grade B

2. Tutup Atas dan Tutup Bawah

- Crown radius : 180,375 in
- Tinggi : 30,4834 in
- Tebal : 5/16 in
- Bahan konstruksi : High alloy Steel SA-240 grade B

3. Tray

- Jumlah Tray : 12 tray
- *Tray spacing* : 15 in
- Susunan Pitch : Segitiga
- Bahan konstruksi : High alloy Steel SA-240 grade B

4. Downcomer

- Lebar (Wd) : 0,40531 in
- Luas : 67,3904 in
- Bahan konstruksi : High alloy Steel SA-240 grade B

5. Nozzle

- Diameter Nozzle feed masuk : 3 in
- Diameter Top Kolom : 10 in

- Diameter Refluks Kondensor : 10 in
- Diameter Uap Reboiler : 2,5 in
- Diameter Bottom Kolom : 18 in

23. Kondensor MD II (E-142)

Fungsi : Mengkondensasikan uap yang keluar dari destilat MD II (D-140)

Jumlah : 1 buah

Tipe : Kondensor horizontal

Direncanakan :

- Pipa ukuran 3/4 in , 16 BWG
- Susunan square pitch
- Pt = 1 in
- Rd = 0,0035 jam.ft^2.^{0}F/Btu
- ΔP air = 10 psi
- ΔP uap = 2 psi

Spesifikasi peralatan :

Fungsi : Untuk mendinginkan dan mengembunkan hasil atas destilasi.

Tipe : shell and tube heat exchanger

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 Grade B

Dimensi :

IDS = 19,25 in

OD = ¾ in

L = 12 ft

Nt = 39 buah

24. Akumulator (F-143)

Dasar perancangan :

Fungsi : Untuk menampung sementara kondensat dari kondensor MD-2

Type : Horizontal akumulator

Bahan konstruksi	:	*SA-167 grade 3 type 304*
Stress di ijinkan	:	16000
Tipe pengelasan	:	DWBJ (E = 0,80)
Faktor korosi	:	2/16 in
Ditetapkan Ls	:	3Di
Waktu tinggal	:	5 menit
Kapasitas	:	18.940,39 kg/jam = 41756,35644 lb/jam
Suhu Operasi	:	107,26 °C
Tekanan Operasi	:	1 atm = 14,696 psia
Densitas campuran	:	54,8576 lb/ft^3

Spesifikasi peralatan :

Kapasitas	:	18.940,39	kg/jam = 41756,35644 lb/ja
Volume tangki (V_T)	:	25,3611	m^3
Diameter dalam (D_i)	:	2,1577	m
Diameter luar (D_o)	:	2,2860	m
Tebal silinder (ts)	:	0,0048	m
Tinggi silinder (Ls)	:	5,7420	m
Tebal tutup atas (t_{ha})	:	0,0062	m
Tebal tutup atas (t_{hb})	:	0,0062	m
Tinggi tutup atas (h_a)	:	0,3511	m
Tinggi tutup bawah h_b)	:	0,3511	m
Jumlah	:	1 buah	

25. Pompa (L-151)

Fungsi : Memompa dari akumulator ke Destilasi III (D-150)

Jumlah : 1 buah

Tipe : *Centrifugal pump*

Maka : Daya Pompa = 0,0077 Hp

Daya motor = 0,0068 Hp

Jadi digunakan motor dengan daya 0,5 Hp

26. Reboiler MD II (E-135)

Fungsi : Menguapkan hasil bawah MD II dan dikembalikan lagi menuju MDII

Jumlah : 1 buah

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Direncanakan :

- Pipa ukuran 3/4 in , 16 BWG
- Susunan square pitch
- Pt = 1 in
- Rd = 0,0035 jam.ft2.0F/Btu
- ΔP air = 10 psi
- ΔP uap = 2 psi

Spesifikasi peralatan :

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 Grade B

Dimensi :

IDS	=	15,25	in
OD	=	¾	in
L	=	12	ft
Nt	=	220	buah
Jumlah	=	1	buah

27. Pompa (L-145)

Fungsi : Memompa dari MD II (D-140) menuju Mixer (M-112)

Jumlah : 1 buah

Tipe : *Centrifugal pump*

Maka : Daya Pompa = 0,1952 Hp

Daya motor = 0,1717 Hp

Jadi digunakan motor dengan daya 0,5 Hp

28. Destilasi III (D-150)

Fungsi : Memisahkan Toluene dan Benzene

Tipe : Sieve tray

Spesifikasi Kolom Destilasi :

1. Silinder

- Diameter dalam : 180,38 in
- Diameter luar : 181,00 in
- Tinggi : 275,5089 in
- Tebal : 5/16 in
- Bahan konstruksi : High alloy Steel SA-240 grade B

2. Tutup Atas dan Tutup Bawah

- Crown radius : 180,38 in
- Tinggi : 30,48 in
- Tebal : 5/16 in
- Bahan konstruksi : High alloy Steel SA-240 grade B

3. Tray

- Jumlah Tray : 10 tray
- *Tray spacing* : 15 in
- Susunan Pitch : Segitiga
- Bahan konstruksi : High alloy Steel SA-240 grade B

4. Downcomer

- Lebar (Wd) : 0,76375 in
- Luas : 60,0218 in
- Bahan konstruksi : High alloy Steel SA-240 grade B

5. Nozzle

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

29. Kondensor MD III (E-115C)

Fungsi : Untuk mendinginkan dan mengembunkan hasil atas destilasi

Jumlah : 1 buah

Tipe : Kondensor horizontal

Direncanakan :

- ukuran 3/4 in , 16 BWG
- Susunan square pitch
- Pt = 1 in
- Rd = 0,0035 jam.ft^2.^{0}F/Btu
- ΔP air = 10 psi
- ΔP uap = 2 psi

Spesifikasi peralatan :

Fungsi : Untuk mendinginkan dan mengembunkan hasil atas destilasi.

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 Grade B

Dimensi :

IDS = 15,25 in

OD = ¾ in

L = 12 ft

Nt = 69 buah

30. Akumulator (F-153)

Dasar perancangan :

Fungsi : Untuk menampung sementara kondensat dari kondensor MD III (E-152)

Type : Horizontal drum dengan tutup standard dished

Bahan konstruksi : *SA-167 grade 3 type 304*

Stress di ijinkan : 16000

Tipe pengelasan : DWBJ (E = 0,80)

Faktor korosi : 2/16 in

Ditetapkan Ls : 3Di

Waktu tinggal	:	5	menit			
Kapasitas	:	169,9562	kg/jam	=	374,6887309	lb/jam
Suhu Operasi	:	30	°C			
Tekanan Operasi	:	1	atm	=	14,7	psia
Densitas campuran	:	55,0968	lb/ft^3			

Spesifikasi peralatan :

Volume tangki (V_T)	:	0,2266	m^3
Diameter dalam (D_i)	:	0,4477	m
Diameter luar (D_o)	:	0,5080	m
Tebal silinder (ts)	:	0,0048	m
Tinggi silinder (Ls)	:	1,0539	m
Tebal tutup atas (t_{ha})	:	0,0038	m
Tebal tutup atas (t_{hb})	:	0,0038	m
Tinggi tutup atas (h_a)	:	0,1130	m
Tinggi tutup bawah h_b)	:	0,1130	m
Jumlah	:	1 buah	

31. Pompa (L-154A)

Fungsi : Memompa bahan dari destilat MD-3 menuju cooler (E-155A)

Jumlah : 1 buah

Tipe : *Centrifugal pump*

Maka : Daya Pompa = 0,0033 Hp

Daya motor = 0,0029 Hp

Jadi digunakan motor dengan daya 0,5 Hp

32. Reboiler MD III (E-157)

Fungsi : Menguapkan hasil bawah MDIII dan dikembalikan lagi ke MD III

Jumlah : 1 buah

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Direncanakan :

- Pipa ukuran 3/4 in , 16 BWG
- Susunan square pitch
- Pt = 1 in
- Rd = 0,0035 jam.ft2.0F/Btu
- ΔP air = 10 psi
- ΔP uap = 2 psi

Spesifikasi peralatan :

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 Grade B

Dimensi :

IDS	=	15,25	in
OD	=	¾	in
L	=	12	ft
Nt	=	51	buah
Jumlah	=	1	buah

33. Pompa (L-145B)

Fungsi : Memompa bahan dari bottom MD-3 menuju cooler (E-155B)

Jumlah : 1 buah

Tipe : *Centrifugal pump*

Maka : Daya Pompa = 0,2268 Hp

Daya motor = 0,1996 Hp

Jadi digunakan motor dengan daya 0,5 Hp

34. Cooler (E-155B)

Fungsi : Mendinginkan dan merubah fase hasil bawah MD-3

Jumlah : 1 buah

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Direncanakan :

- Pipa ukuran 3/4 in , 16 BWG
- Susunan square pitch

- Pt = 1 in
- Rd = 0,0035 jam.ft^2.^{0}F/Btu
- ΔP air = 10 psi
- ΔP uap = 2 psi

Spesifikasi peralatan :

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 Grade B

Dimensi :

IDS = 8 in

OD = ¾ in

L = 12 ft

Nt = 21 buah

35. Storage produk Toluene (F-158)

Fungsi : Untuk tempat penyimpanan produk tolune

Jumlah : 1 Buah

Type : Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished

Direncanakan: :

Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA-240 grade M type 316
Allowable stress	:	18750
Tipe pengelasan	:	Double Welded Butt Joint (E=0,8)
Faktor korosi	:	1/16 in
Waktu tinggal	:	7 Hari
Massa bahan masuk	:	156,744 kg/jam = 58053,623 lb/h
Densitas bahan	:	56,8621 lb/ft^3
Suhu operasi	:	40 °C
Tekanan operasi	:	1 atm

Spesifikasi peralatan :

Volume tangki	:	43201,9834	ft^3	:	1223,350564	m^3
Diameter dalam	:	418,7919	in	:	10,6373	m

Diameter luar	:	420,2919	in	:	10,6754	m
Tebal silinder	:	5/16	in	:		
Tinggi silinder	:	629,5560	in	:	15,9908	m
Tebal tutup	:	2/16	in	:	0,0032	m
Tinggi tutup	:	70,77583494	in	:	1,7977	m
Tinggi storage	:	629,6810	in	:	15,9939	m
Jumlah	:	1	buah			

36. Cooler (E-155A)

Fungsi : mendinginkan dan merubah fase hasil atas menara distilasi 3

Jumlah : 1 buah

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Direncanakan :

- Pipa ukuran 3/4 in , 16 BWG
- Susunan square pitch
- Pt = 1 in
- Rd = 0,0035 jam.ft^2.^{0}F/Btu
- ΔP air = 10 psi
- ΔP uap = 2 psi

Spesifikasi peralatan :

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 Grade B

Dimensi :

IDS = 15,25 in

OD = ¾ in

L = 12 ft

Nt = 84 buah

Jumlah : 1 buah

37. Storage produk Benzene (F-156)

Fungsi : Untuk tempat penyimpanan produk benzene

Jumlah : 1 Buah

Type : Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished

Direncanakan: :

Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA-240 grade M type 316		
Allowable stress	:	18750		
Tipe pengelasan	:	Double Welded Butt Joint (E=0,8)		
Faktor korosi	:	1/16 in		
Waktu tinggal	:	7 Hari		
Massa bahan masuk	:	169,956	kg/jam =	62947,1357 lb/jam
Densitas bahan	:	60,0271	lb/ft^3	
Suhu operasi	:	40 °C		
Tekanan operasi	:	1 atm		

Spesifikasi peralatan :

Volume tangki	:	1048,6452	ft^3	:	29,69448545	m^3
Diameter dalam	:	120,2710	in	:	3,0549	m
Diameter luar	:	121,7710	in	:	3,0930	m
Tebal silinder	:	2/16	in	:	0,0032	m
Tinggi silinder	:	182,2815	in	:	4,6300	m
Tebal tutup	:	2/16	in	:	0,0032	m
Tinggi tutup	:	20,32580112	in	:	0,5163	m
Tinggi storage	:	182,4065	in	:	4,6331	m
Jumlah	:	1	buah			

38. Storage produk Hidrogen (F-122)

Fungsi : Untuk tempat penyimpanan hasil samping gas hidrogen

Jumlah : 1 Buah

Type : Tangki berbentuk spherical tank

Direncanakan :

Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA-240 grade M type 316
Allowable stress	:	18750
Tipe pengelasan	:	Double Welded Butt Joint (E=0,8)
Faktor korosi	:	1/16 in
Waktu tinggal	:	7 Hari
Massa gas masuk	:	211,4876 kg/jam = 78329,262 lb/h
Densitas bahan	:	62,3203 lb/ft^3
Suhu operasi	:	40 °C
Tekanan operasi	:	1 atm

Spesifikasi peralatan :

Nama	:	Storage produk Hidrogen (F-122)
Fungsi	:	Menampung produk samping
Type	:	Tangki berbentuk spherical tank
Faktor korosi	:	2/16
Volume tangki	:	83868084,5646 ft^3

Berat shell (Ws) = Volume × ρ_{steel}

= 2,7090 x 489

= 1324,7025 lb

b. Berat tutup

W_{di} = A × t × ρ_{steel}

A = 6,28 × L × h

(Herman C. Hesse, *Process Equipment Design*, pers. 4-16, hal. 92)

Dimana :

Wd = berat tutup standart dish (lb)

A = luas tutup standart dish (ft^2)

t = tebal tutup standart dish = 0,3125 in = 0,0260

ρ = densitas = 489 lb/ft3

Rc = crown radius = 180,6250 in = 15,0521 ft

h = tinggi tutup standart dish (ha = hb)

= 20,142 in = 1,6785 ft

Maka :

A = 6,28 x 0,0260 x 1,6785 = 0,2745 ft^2

Sehingga berat satu tutup:

Wdi = A x t x ρ_{steel}

= 0,2745 x 0,0260 x 489

= 3,4956 lb

Berat tutup total:

W_{tu} = 2 W_{di} = 6,9912 lb

d. Berat tray

Ditetapkan berat tray = 25 lb/ft^2

Luas tray = Ac – Ao

= 74,3352 - 8,4280

= 65,9073 ft^2

Jumlah tray 0 tray

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

= 12 x 65,9073 x 25

= 19772,188 lb

Penyangga tray yang digunakan equal angles

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, App. G, hal. 358)

Ukuran = 1 ½ " × 1 ½ "× ¼ "

Berat = 2,34 lb

$$Wpt = 2,34 \times 12 \times \frac{1,5}{12} = 3,51 \text{ lb}$$

e. Berat larutan

Rumus :

Wl = m × t

Dimana :

Wl = berat larutan dalam kolom destilasi

= 27.508,5158 kg/jam = 60.645,8241 lb/jam

t = Waktu tinggal dalam kolom distilasi = 15 menit

Maka :

W_l = 60.645,82 lb/jam x 0,25 jam = 15.161,4560

f. Berat pipa

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

Ditetapkan 2 × tinggi kolom destilasi = 2 x 26,3569 ft

= 52,7139 ft

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

Berat pipa (Wp) = 52,7139 ft x 2,718 lb/ft

= 143,2763 lb

Berat attachment

Berat attachement meliputi nozzle, valve dan alat kontrol

Rumus : Wa = 18 % Ws

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 9.8, hal. 157)

$= 0{,}18 \times 1324{,}7025$ lb

$= 238{,}4465$ lb

Berat total yang harus ditopang penyangga :

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

$= 36.650{,}5705$ lb

2. Perencanaan skirt support

- Sistem penyangga yang digunakan adalah skirt support
- Kolomsecara keseluruhan terbuatdari carbonsteel SA-135 grade B
- Tinggi support = 5 ft = 60 in

Menentukan tebal skirt

- Stress karena angin

$$= \frac{15{,}89 \times \left(\frac{Do + Di}{2}\right) \times H^2}{Do^2 \times t}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 9.20, hal. 183)

Tinggi tangki total = 26,3569 ft

H = tinggi skirt ke top kolom = 8 + 26,3569

= 34,3569 ft

$$f_{wb} = \frac{15{,}89 \times \left[\frac{181 + 180{,}63}{2}\right] \times 169.977{,}51}{181^2 \times t}$$

$$f_{wb} = \frac{14.906{,}877}{t}$$

- Stress dead weight

$$f_{db} = \frac{\Sigma W}{\pi \times do \times t}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 9.6, hal. 183)

$$= \frac{64{,}48705}{t}$$

- Stress kompresi maksimum

fc_{max} = 0,125 × E (t/do)

Dimana : E concrete = 2,E+06

fc_{max} = 0,125 x 2,E+06 (t / 181)

= 1381,2155 t

fc_{max} = fwb + fdb

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 9.80, hal. 183)

$$1381{,}2155\ t = \frac{14.906{,}8766}{t} + \frac{64{,}4871}{t}$$

$$t = \sqrt{\frac{14.906{,}8766 + 64{,}4871}{1381{,}2155}}$$

t = 3,2923 in

Jadi tebal skirt yang digunakan adalah 3,2923 in

3. Perhitungan bearing plate

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

fc' = 2500 psi

fc_{max} = 1000 psi

n = 12

fs allowable untuk struktural steel skirt = 20.000 psi

Diameter kolom = 181 in = 15,1 ft

Ditetapkan

ID bearing plate = 16 ft

OD bearing plate = 1,25 x ID = 20 ft

Jumlah chair = 4 buah

Jumlah bolt = 8 buah

Ukuran baut = 1 in

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, tabel 10.4, hal. 188)

Luas bolt = 0,89 in^2

$Pw = 0{,}0025 \times V_w^2$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 9.11, hal. 158)

Dimana :

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

V_w = kecepatan angin = 100 mph

Maka :

$P_w = 0{,}0025 \times 10000 = 25 \quad lb/ft^2$

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

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

Maka :

$$M_w = \frac{1}{2} \times 25 \times 8{,}000^2 \times \frac{16 + 20}{2}$$

$$= 14.400{,}0000 \quad lb.ft$$

$$t_3 = \frac{(OD - ID)_{BP}}{2} = \frac{20 - 16}{2} = 2 \quad ft$$

Diperkirakan fc = 1000 psi

$$K = \frac{1}{\left(1 + \frac{fs}{n \cdot fc}\right)} = 0{,}3750$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.3, hal. 184)

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

$$= \frac{2 \times 0{,}38 \times 0}{2 \times 0{,}38 \times 0 + 2} \times 1000$$

$$= 985{,}4809 < 1000 \text{ (memenuhi)}$$

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

Untuk harga K = 0,3750 maka :

Cc = 1,7641 z = 0,3971

Ct = 2,2393 j = 0,7811

Tensile Load (F) :

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

$$= \frac{265.589,86 - 36.650,570 \times 0,40 \times 20}{0,78 \times 20}$$

$$= 116.374,9399 \quad lb$$

Dimana:

A = root area = 1,294

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.4, hal. 188)

d_{bolt} = 0,75 in

jumlah baut = 8

$$t1 = \frac{8 \times 1,294}{3,14 \times 20 \times 8} = 0,0206 \text{ ft} = 0,2473 \text{ in}$$

Relation ship pada tension side :

$F_t = fs \times t_1 \times r \times C_t$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.9, hal. 185)

$$fs = \frac{F_t}{t_1 \times r \times C_t} = \frac{116.374,9399}{0,2473 \times 91 \times 2,2393}$$

$$= 2.322,3905$$

$F_t + Wdw - Fc = 0$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.27, hal. 186)

$$Fc = F_t + Wdw = 116.374,9399 + 36.650,5705$$

$$= 153.025,5103 \quad lb$$

Kompresive stress sesunguhnya pada bolt circle (fc) :

$Fc = (t_2 + n.t_1) \times R \times fc \times C_C$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.8, hal. 186)

$$t_2 = t_3 - t_1 = 20 - 0,0206 = 19,9794 \text{ ft}$$

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

$$= \frac{985,4809}{239,75 + 1,9781 \times 90,5 \times 1,7641}$$

$= 0,0255$ psi

Pengecekan harga k

$$K = \frac{1}{\left(1 + \frac{fs}{n \cdot fc}\right)} = 0,132$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.3, hal. 184)

Untuk harga K = 0,1319 maka :

Cc = 1,0480 z = 0,4666

Ct = 2,7717 j = 0,7697

Tensile Load (F) :

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

$$= \frac{265.589,8563 - 36.650,5705 \times 0,4666 \times 20}{0,7697 \times 20}$$

$= 1.387,7933$ lb

Relation ship pada tension side :

$$fs = \frac{F_t}{t_1 \times r \times C_t} = \frac{1.387,7933}{0,0206 \times 90,5 \times 2,7717}$$

$= 268,5105$ psi

$Fc = F_t + Wdw = 1.387,7933 + 36.650,5705$

$= 38.038,3637$ lb

Kompresive stress sesunguhnya pada bolt circle (fc) :

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

$$= \frac{38.038,3637}{[19,98 + 0] \times 91 \times 1,0480}$$

$= 20,0729$ psi

Pengecekan harga k

$$K = \frac{1}{\left(1 + \frac{fs}{n + fc}\right)} = 0,3723$$

$$\% \text{ penyimpangan} = \frac{0{,}3723 \times 0{,}132}{0{,}37231563} \times 100\%$$

$$= 13{,}1931\%$$

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

$$= 19{,}9086 \times \frac{2 \times 0{,}3723 \times 181 + 0}{2 \times 0{,}3723 \times 181}$$

$$= 19{,}9086 \times \frac{134{,}7783}{134{,}7783}$$

$$= 19{,}9086 \text{ psi} < 1000 \text{ psi (memenuhi)}$$

Menghitung tebal bearing plate

$l = 0{,}5 \times [20 - 8] \times 12$

$l = 72 \text{ ft} = 1 \text{ in}$

$t_4 = l\sqrt{(3fc / f \text{ allow}}$

$t_4 = 0{,}0586 = 0{,}125 \text{ in}$

Menghitung jarak gusset (b) dengan menggunakan 24 gusset sehingga,

$b = 3{,}14 \times Do \times 12/24$

$= 31{,}4 \text{ in}$

$l/b = 0{,}0318$

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.3 hal 187 didapatkan :

$Mmax = My = -0{,}1954 \text{ fc} \times l^2$

$= -3{,}89 \text{ in lb}$

$t_5 = \sqrt{6 \text{ Mmax} / f \text{ allow}} = 0{,}03660906 \text{ in} = 3/4 \text{ in}$

Jadi tebal compresion plate adalah 3/4 in

$t_6 = 3/8 \times t_5 = 0{,}2813 \text{ in} = 5/16 \text{ in}$

Maka tebal gusset = 5/16 in

4. Dimensi anchor bolt

Panjang = 12 in

Diameter = 4 in

Jumlah = 8 buah

5. **Dimensi pondasi**

Pondasi terdiri dari 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 tiap kolom penyangga

$$= \frac{36.650,5705}{4} = 9.162,6426 \text{ lb}$$

- Beban tiap penyangga = berat x tinggi = 35 lb/in x 32 in

$$= 1120 \text{ lb}$$

Berat total = W = 9.162,6426 + 1120

$$= 10.282,6426 \text{ lb}$$

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

$$= 92 \times 92$$

$$= 8464 \text{ in}^2$$

Luas tanah untukdasar pondasi = Luas pondasi bawah

$= 100 \times 100$

$= 10000 \ in^2$

Tinggi pondasi = 24 in

Luas rata- rata (A) = $[8464 + 10000]/2$

$= 9232 \ in^2$

Volume pondasi = A x t

$= 9232 \times 24$

$= 221.568 \ in^3 = 128,2223 \ ft^3$

Densitas untuk gravel = 126 lb/ft3 (Perry's 5th tabel 3-120 hal. 3-90)

Maka:

$W_{pondasi} = V \times \rho = 128,2223 \ ft^3 \times 126 \ lb/ft^3$

$= 16.156,0083$ lb

Tanah atas pondasi berupa cement sand & garvel dengan minimum safe bearing power = 5 ton/ft3 dan maksimum safe bearing power = 10 ton/ft3 (Hesse, tabel 12.2 hal. 224)

Berat totoal keseluruhan:

$W_{total} = 16.156,0083 + 9.162,6426$

$= 25.318,6509$ lb

Tekanan dari sistem pondasi terhadap luas tanah (P)

$P = W_{total}/A = 2,7425 \ lb/in^2$

Acuan harga safety didasarkan pada minimum bearing power yaitu: 5 ton/ft3. Kemampuan tanah menahan tekanan sebesar :

$P = 5 \ ton/ft^3 \times \frac{2240 \ lbl}{1 \ ton} \times \frac{1 \ ft}{144 \ in^2} = 77,7778 \ lb/in^2$

Karena tekanan pondasi terhadap tanah = $2,7425 < 77,7778 \ lb/in^2$ berarti pondasi dapat digunakan.

Spesifikasi Kolom Destilasi :

1. Silinder

- Diameter dalam : 180,38 in

-	Diameter luar	:	181 in
-	Tinggi	:	316,28 in
-	Tebal	:	5/16 in
-	Bahan konstruksi	:	High alloy Steel SA-240 grade B
2.	Tutup Atas dan Tutup Bawah		
-	Crown radius	:	180,38 in
-	Tinggi	:	30,48 in
-	Tebal	:	5/16 in
-	Bahan konstruksi	:	High alloy Steel SA-240 grade B
3.	Tray		
-	Jumlah Tray	:	12 tray
-	*Tray spacing*	:	15 in
-	Susunan Pitch	:	Segitiga
-	Bahan konstruksi	:	High alloy Steel SA-240 grade B
4.	Downcomer		
-	Lebar (Wd)	:	0,01302 in
-	Luas	:	81,9372 in
-	Bahan konstruksi	:	High alloy Steel SA-240 grade B
5.	Nozzle		
-	Diameter Nozzle feed masuk	:	4 in
-	Diameter Top Kolom	:	24 in
-	Diameter Refluks Kondensor	:	4 in
-	Diameter Uap Reboiler	:	24 in
-	Diameter Bottom Kolom	:	4 in
6.	Flange dan Gasket		
-	Diameter Flange	:	185,156
-	Tebal Flange	:	181
-	Bahan Konstruksi	:	High Alloy Steel SA-336 Grade F8 type 304
-	Lebar Gasket	:	0,1875

-	Diameter Gasket	: 181,1116 in
-	Bahan konstruksi	: Solid Flat Metal Iron
7.	Baut	
-	Ukuran Baut	: 1,25 in
-	Bolting minimal	: 17 Buah
-	Diameter Bolt Circle	: 182,6560 in
-	Bahan kontruksi	: High Alloy steel SA-193 Grade B8 type 304
8.	Skirt Support	
-	Tinggi	: 34,3569 in
-	Tebal	: 3,2923 in
-	Bahan kontruksi	: carbon steel SA-135 grade B
9.	Bearing Plate	
-	Type	: Single Ring Bearing plate with Gussets
-	Diameter Dalam	: in ft = 192 in
-	Tebal bearing plate	: 0,125 in = 1/8 in
-	Jumlah gusset	: 24 buah
-	Tebal gusset	: 5/16 in
-	Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA Grade B
10.	Anchor Bolt	
-	Panjang	: 12 in
-	Diameter	: 4 in
-	Jumlah	: 8 buah
11.	Pondasi	
-	Luas pondasi atas	: 8464 in^2
-	Luas pondasi bawah	: 10000 in^2
-	Tinggi Pondasi	: 24
-	Bahan konstruksi	: Cement Sand dan Gravel

BAB VI
PERANCANGAN ALAT UTAMA

Nama alat : Reaktor

Kode : R - 110

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi dehidrogenasi ethylbenzene dengan bantuan katalis iron oxide (Fe_2O_3) membentuk stirena dan gas hidrogen.

Jenis : Multi Tubular Reaktor

Kondisi operasi :

Tekanan : 1,3 atm

Temperatur : 600 °C

Rate umpan masuk reaktor = 32.795,407 kg/jam

= 72.300,755 lb/jam

= 20,0835 lb/detik

Prinsip kerja

Reaktor merupakan tempat terjadinya reaksi antara bahan baku yang digunakan untuk membentuk produk yang diinginkan. Reaktor yang dipakai adalah reaktor Multi Tubular Reaktor. Terdiri dari beberapa pipa berisi tumpukan katalis stasioner dan dioperasikan vertikal. Bahan baku ethylbenzene cair direaksikan dengan steam saturated dengan bantuan katalis Fe_2O_3 dan bahan pembantu steam superheated digunakan sebagai penstabil suhu pada saat reaksi dehidrogenasi. Waktu kontak antar gas dan liquid yaitu 0,2 detik. Reaksi yang terjadi bersifat endotermis sehingga diperlukan pemanas berupa steam superheated yang mengalir diantara tabung - tabung.

BAB VI

PERANCANGAN ALAT UTAMA

Nama alat : Reaktor

Kode : R - 110

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi dehidrogenasi etilbenzena menjadi styrena dengan bantuan katalis iron oxide (Fe_2O_3) menghasilkan sebagian dan gas hidrogen.

Jenis : Multi Tubular Reaktor

Kondisi operasi :

Tekanan : 1,5 atm

Temperatur : 600 °C

Laju aliran masuk reaktor = 32.704,407 kg/jam

= 72.200,722 lb/jam

= 24,0855 kmol/jam

Pemilih bahan

Reaktor merupakan tempat berlangsung reaksi antara Etilen dengan dengan bantuan katalis yang dilangkan. Reaktor yang dipakai adalah reaktor Multi Tubular Reaktor. Tertutup dan bentuk pipa berat campuran katalis searah dan dipersambung vertikal. Reaktor bahan alumunium dengan aliran dengan aliran arah dengan bantuan katalis (Fe_2O_3) dan bahan pendukung aliran superheated dengan sebagai pemanas yang pada suhu reaksi dehidrogenasi. Waktu tunak aliran gas dan lapisan pada 0,2 detik. Reaksi yang terjadi berdasar endotermis sehingga diperlukan pemanas berupa steam superheated yang mengalir disantara tabung - tabung

n = 78,720 Kmol/s

R = 0,082 atm . m^3/ k mol . K.

Sehingga :

$$V = \frac{873,2 \times 78,7203 \times 0,082}{1,3}$$

$$= 4.335,5662\ m^3 = 14.224,126\ ft^3$$

3. Volume Actual Reaktor

Dari tabel 4.22, Ulrich ditetapkan harga fravoid volume (porositas) (ε) = 0,70, maka untuk packing of sphere volume fluid friction

$$0,7 \times 14.224,1257 = 9.956,8880$$

Maka volume actual reaktor adalah:

$$V = 14.224,126 + 9.956,8880$$

$$= 24.181,014\ ft^3 = 290.172,16\ in^2$$

4. Panjang Reaktor

$$L\ reaktor = \frac{V_{actual}}{\pi / 4\ (D_i)^2}$$

Dimana digunakan pipa dengan ketentuan ukuran nominal 5 sch. 40 (Appendiks K, Brownell and Young, hal 387) didapatkan :

ID = 5,047 in

OD = 5,563 in = 0,464 ft

A = 20,01 in^2 = 0,1389 ft^2

$$L\ pipa = \frac{290.172,164}{(3,14 / 4) \times (5,047)^2}$$

$$= 14.511,740\ in = 1.209,3116\ ft$$

$P_1 = 14,720$ Kmol =

$R = 0,082$ atm . m³ / kmol . K.

Sehingga :

$$V = \frac{8,314 \times 14,720 \times 0,082}{1,3}$$

$$= 6,224,8025 \text{ m}^3 = 14,224,125 \text{ ft}^3$$

3. Volume Actual Reaktor

Dari tabel 6.22, Ulrich diterapkan large liquid volume (percentage) (ε_l) = 0,70, untuk untuk pasang of agence volume liquid fraction :

$$0,7 \times 14,224,125 = 9,956,8888$$

Maka volume actual reaktor adalah :

$$V = 14,224,125 + 9,956,8888$$

$$= 24,180,014 \text{ ft}^3 = 700,172,6 \text{ in}^3$$

4. Pengung Reaktor

$$L \text{ reaktor} = \frac{V \text{ reaktor}}{\pi / 4 \times (D)^2}$$

Dimensi tiap-tiap pipa dengan hubungan diameter nominal 3 sch. 40

(Appendiks K. Hesselgrad and Young, hal 787) diidapatkan :

ID = 3,067 in

OD = 3,500 in = 0,089 ft

$a = 10,07 \text{ in}^2 = 0,1789 \text{ ft}^2$

$$L \text{ pipa} = \frac{700,172,6}{(3,14 \times 4) \times (3,067)^2}$$

$$= 14,511,740 \text{ in} = 1,209,311,5 \text{ ft}$$

5. Panjang Potongan Pipa Berisi Katalisator (l)

Katalis yang digunakan adalah Fe_2O_3 yang terdiri dari :

(Us Patent no. 4.558.028)

Fe_2O_3	=	87%
KOH	=	11%
Cr_2O_3	=	2%

densitas katalis = 5,242 g/cm^3 = 0,3273 lb/ft^3

dibentuk berbentuk pellet (solid) dengan OD 2 mm x panjang 5 mm. Berdasarkan Perry tabel 23-1 hal. 23-8 diketahui space velocity untuk reaktor multi tubular dengan katalis metal oxide adalah 0,2 s.

l pipa = space velocity x waktu reaksi x porositas

= 0,2 × 10 × 0,7

= 1,4 ft = 0,4267 m

Panjang katalis dalam tube (60%) = 1,4 ft

Total panjang katalis (100%) $= \frac{100}{60} \times 1,4$

= 2,456 ft = 0,7486 m

digunakan pipa dengan ukuran 12 ft yang terisi katalis 2,456 ft

6. Menentukan Jumlah Pipa.

$$Nt = \frac{L\ pipa}{l\ asumsi}$$

$$= \frac{1.209,3116}{2,456} = 492 \text{ buah}$$

5. Panjang Pemanas Pipa Bersih Kondensator (L)

Kondisi yang digunakan adalah Fe_2O_3 yang berlaku dari :

(L = Persen no. 4.334.1330)

Fe_2O_3 = 87%

MgO = 11%

Cr_2O_3 = 2%

densitas bahan = 3.242 gram/cm^3 = 0.1272 lbm/in^3

diameter bagian pipa (pelat) dengan OD 2 cm x panjang 5 cm. Bandingkan Perry tabel 23-1 hal. 23-8 dikatakan space velocity untuk reaktor multi tubular dengan katalis metal oxide adalah 0.2 s.

1 pipa = space velocity x volume reaktor x porositas

= 0.2 x 10 x 0.7

= 1.4 ft = 0.4267 m

Panjang bahan dalam pipa (60%) = 1.4 ft

Total panjang bahan (100%) = $\frac{100}{60}$ x 1.4

= 2.450 ft = 0.7466 m

digunakan pipa dengan ukuran 12 ft yang berisi bahan 2.450 ft

6. Menentukan Jumlah Pipa.

$$Nt = \frac{L\ pipa}{L\ normal}$$

$$= \frac{1.209.711\ ft}{2.450} = 492 \quad \text{buah}$$

7. Cheking l Pipa dan Waktu Tinggal

$$\text{rate} = \frac{V\ act}{\text{waktu reaksi}} = \frac{24.181,014}{10} = 2.418,1014$$

$$\text{Rate l pipa} = \frac{\text{Rate}}{N_t} = \frac{2.418,1014}{492} = 4,9112$$

$$t = \frac{a'\ .\ l}{\text{Rate 1 pipa}} = \frac{1,667 \times 12}{4,9112} = 4,0731 \quad s$$

Waktu tinggal gas sudah memenuhi

8. Menentukan Diameter Reaktor

Susunan pipa dalam reaktor berbentuk segitiga (triangular) dengan :

PT = OD + ¼ OD

= 5,563 + ¼ 5,563 = 6,9538 in

luas satu pipa : t = PT . sin 60°

= 6,96 . sin 60°

= 6,02195 in

Luasan triangular pitch

A = ½ x PT x t

= ½ x 6,9538 x 6,0219

= 20,9376 in^2 = 0,1454 ft^2

Dengan Nt = 864 buah, maka :

Luas pipa = Nt x luas segitiga

= 492 × 0,1454

= 71,5894 ft^2

Asumsi luas pipa = 90 % luas total.

$$\text{Luas total} = \frac{\text{Luas pipa}}{0,9} = \frac{71,589}{0,9} = 79,544 \quad ft^2$$

7. Checking Pipe size Wanted Tugged

$$\text{rate} = \frac{V \text{ sec}}{\text{water} \quad \text{radial}} = \frac{24.182,1014}{10} = 2.418,1014$$

$$\text{Rate / pipe} = \frac{\text{Rate}}{N_{\,}} = \frac{2.418,1014}{492} = 4,9112$$

$$I = \frac{d \quad i}{\text{Rate} \quad \text{I pipe}} = \frac{1,007 \quad \times \quad 12}{4,9112} = 4,0771 \quad \approx$$

Water tugged gas water movement

8. Measurement Diameter Nozzle

Sumsum pipe dalam rasion berbentuk segitiga (triangular) dengan :

$PT = OD + 2 (D)$

$= 5,563 \quad + \quad 2 \quad 3,563 \quad = \quad 6,9238 \text{ in}$

Jarc sum pipe : $r = PT \cdot \sin 60^{\circ}$

$= 6,96 \cdot \sin 60^{\circ}$

$= 6,02195 \text{ in}$

Luasan triangular pitch

$A = \frac{1}{2} \times PT \times r$

$= \frac{1}{2} \times 6,9238 \times 6,0219$

$= 20,0176 \quad \text{in}^2 \quad = \quad 0,1454 \quad \text{ft}^2$

Dengan 1/2 = 556 tiap nozle :

Luas pipa = N1 x luas segitiga

$= \quad 492 \quad \times \quad 0,1454$

$= \quad 71,5594 \text{ ft}^2$

Asumsi luas pipa = 90% luas total.

$$\text{Luas total} = \frac{\text{Luas pipa}}{0,9} = \frac{71,559}{0,9} = 79,544 \text{ ft}^2$$

Menghitung diameter reaktor :

Luas total = $\frac{\pi}{4}$ x di^2

$$di^2 = \frac{\text{Luas total}}{\pi/4} = \frac{79{,}5438}{\frac{\pi}{4}} = 83{,}7303$$

di = 9,1504246 = 109,805 in = 2,7891 m

9. Menentukan Tebal Reaktor

$$ts = \frac{Pi \cdot di}{2\,(f \cdot E - 0{,}6 \cdot Pi)} + c$$

$$= \frac{4{,}405 \times 109{,}8051}{2\,(14900 \times 0{,}85 - 0{,}6 \times 4{,}405)}$$

$$= 0{,}1146 + \frac{1}{16}$$

$$= 0{,}1771 \times \frac{16}{16} = 2{,}8334 = \frac{3}{16}$$

Standarisasi do:

do = di + 2 ts

= 109,81 + 2 (3/16)

= 110,1801 in = 2,7986 m

Dari Brownell & Young, tabel 5.7, hal. 91, diperoleh :

Untuk ts = 3/16 in, maka do baru = 114 in; r =108 in; icr = 6 ⅞ in.

di baru = do baru – 2 ts

$$= 114 - .2 \times \frac{3}{16}$$

= 113,625 in

Tebal shell setelah di standardisasi :

$$ts = \frac{Pi \cdot di}{2\,(f \cdot E - 0{,}6 \cdot Pi)} + c$$

Menghitung diameter poros :

$$\text{Luas total} = \frac{\pi}{4} \times d_i^2$$

$$d_i^2 = \frac{\text{Luas total}}{\frac{\pi}{4}} = \frac{79,5439}{\frac{\pi}{4}} = 8,7203$$

$$d_i = 0,1504234 = 100,3051 \text{ in} = 2,7901 \text{ m}$$

9. Menentukan Tebal Head

$$t = \frac{P_i \cdot d_i}{2 (f \cdot E - 0,6 \cdot P_i)} + c$$

$$= \frac{4,405 \times 100,3051}{2 (14000 \times 0,85 - 0,6 \times 4,405)}$$

$$= 0,1146 + \frac{1}{16}$$

$$= 0,1771 \times \frac{16}{16} = 2,834 = \frac{3}{16}$$

Standardisasi dc:

$$d_o = d_i + 2 t$$

$$= 100,31 + 2 (3/16)$$

$$= 110,1801 \text{ in} = 2,7986 \text{ m}$$

Dari Brownell & Young, tabel 5.7, hal. 91, diperoleh :

Dipakai t = 3/16 in, maka do baru = 114 in, r = 108 in, icr = 6 3/4 in.

$$d_i \text{ baru} = do \text{ baru} - 2 t$$

$$= 114 - 2 \times \frac{3}{16}$$

$$= 113,625 \text{ in}$$

Tebal head standard dengan :

$$t = \frac{P_i \cdot d_i}{2 (f \cdot E - 0,6 \cdot P_i)} + c$$

$$= \frac{4{,}405 \times 113{,}63}{2\,(14900 \times 0{,}85 - 0{,}6 \times 4{,}405)}$$

$$= 0{,}1186 + \frac{1}{16}$$

$$= 0{,}1811 \times \frac{16}{16} = 2{,}897147815 = \frac{3}{16}$$

Standarisasi do:

$$do = di + 2\,ts$$

$$= 114 + 2 \times \frac{2}{16}$$

$$= 114{,}375 \text{ in}$$

Dari Brownell & Young, tabel 5.7, hal. 91, diperoleh:

Untuk ts = 3/16 in, maka do baru = 114 in; r = 108 in; icr = 6⅞ in.

10. Menentukan Tebal Tutup Reaktor

Direncanakan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head

$$th = \frac{0{,}885 \,.\, Pi \,.\, d}{(f \,.\, E - 0{,}1 \,.\, Pi)} + c$$

$$= \frac{0{,}885 \times 4{,}405 \times 114{,}38}{(14900 \times 0{,}85 - 0{,}1 \times 4{,}405)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0{,}211242575 + \frac{1}{16}$$

$$= 0{,}273742575 \times \frac{16}{16} = 4{,}3799 = \frac{5}{16}$$

11. Menentukan Tinggi Tutup Reaktor

Dari Brownell & Young, tabel 5.4, hal. 87 untuk tha = 5/16 in, diperoleh :

Sf = 2 in

icr = 15/16 in

Dari Brownell & Young, tabel 5.7, hal. 91 untuk OD = 114 in, diperoleh :

r = 108 in

icr = 6⅞ in

$$= \frac{4.405 \times 114.25}{2\,(\,14000 \times 0.85 \cdot 0.6 \times 4.405\,)}$$

$$= 0.1186 = \frac{1}{16}$$

$$= 0.1875 \times \frac{16}{16} = 3.0000/16 = \frac{3}{16}$$

Standardized dia:

$$d_b = d_i + 2\,t_s$$

$$= 114 + 2 \times \frac{3}{16}$$

$$= 114.375 \text{ in}$$

Dari Brownell & Young, tabel 5.7, hal. 91, diperoleh:

Untuk t_s = 3/16 in, maka do baru = 114 in, r = 108 in, icr = 3¾ in.

18. Menentukan Tebal Tutup Ellipsoid

Dimensionalan tutup mengunakan tutup persegi horizontal standard dished head

$$t_h = \frac{0.885 \cdot P \cdot r}{(\,f \cdot E - 0.1 \cdot P\,)} + c$$

$$= \frac{0.885 \times 4.405 \times 114.25}{(\,14000 \times 0.85 \cdot 0.1 \times 4.405\,)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0.3717243575 + \frac{1}{16}$$

$$= 0.3717243575 + \frac{16}{16} = 4.3750 = \frac{5}{16}$$

19. Menentukan Tinggi Tutup Ellipsoid

Dari Brownell & Young, tabel 5.6, hal. 87 untuk tha = 5/16 in, diperoleh:

SF = 2 in

icr = 13/16 in

Dari Brownell & Young, tabel 5.7, hal. 91 untuk (rD) = 114 in, diperoleh:

r = 108 in

icr = 6 3/4 in

a = ½ IDs = 113,625 × ½ = 56,813 in

AB = ½ IDs – icr = 56,8125 - 6 7/8 = 51,563 in

BC = r – icr = 108 - 6 7/8 = 101,13 in

$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = 86,992$ in

$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$

= 108 - 87 = 21 in

$OA = th + b + sf = \frac{5}{16} + 21 + 2 = 23,321$ in

Tinggi tutup = ha = hb = OA = 23,32069 in

Tinggi silinder =12 ft = 144 in

Tinggi reaktor (L) = tinggi silinder + tinggi tutup

= 144 + 46,64139

= 190,641 in = 15,887 ft

Kesimpulan dimensi reaktor:

Silinder :

do = 114 in = 2,89561 m

di = 113,63 in = 2,88608 m

$ts = \frac{3}{16}$

$th = \frac{5}{16}$

L = 190,64139 in = 4,8423 m

Tube :

do = 5,0470 in

di = 5,5630 in

a" = 1,456 ft^2 / ft

Pt = 6,95375 in

Nt = 492 buah

$a = 2\,R_{2s} = 11.5\,in \times 2 = 23\,in$

$AB = 2\,R_{2s} - 2r = 20.812\,in - 6.75\,in = 14.062\,in$

$BC = r - 2r = 10\,in - 6.75\,in = 3.25\,in$

$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = 13.00\,in$

$b = r + \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$

$= 10\,in + 13\,in = 23\,in$

$OA = h_t + b + h_f' = \frac{d}{16} + 23 + 4 = 33.375\,in$

Flange length $= l_m = 2b = OA = 33.375\,in$

Flange width $= 12\,ft = 144\,in$

Flange radius (l_r) = flange width − flange length

$= 144 - 66.75\,in$

$= 190.041\,in = 15.837\,ft$

4-stroke diesel engine

Cylinder :

$d_o = 114\,in = 2.8956\,m$

$d_i = 113.65\,in = 2.88798\,m$

$t_c = \frac{d}{10}$

$d_i = \frac{d}{16}$

$L = 190.041\,in = 4.8272\,m$

Tube :

$d_o = 5.0472\,in$

$d_i = 5.562\,in$

$d_i' = 1.456\,in$

$t_t = 0.0375\,in$

$t_t = 952\,bar$

12. Menentukan Kebutuhan Steam A

Beban panas reaktor dari perhitungan neraca panas diperoleh

Q = 35.209,3048 Kkal/jam

= 1.090.373,0191 Btu/jam

A = L . a" . Nt

Dimana:

A = luas permukaan panas

L = panjang bed = 2,456 ft

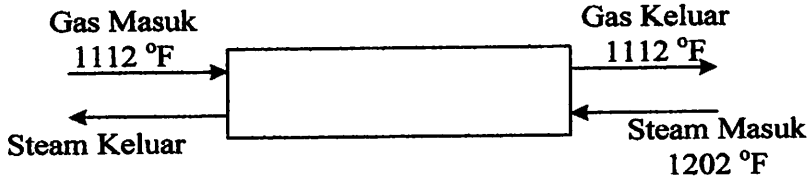
a" = surface per lin ft = 1,456 f^2 / ft

Nt = jumlah tube = 492 buah

Maka,

A = 2,5 × 1,456 × 492

= 1.760,6571 ft^2



Δt_2 = 1202 – 1112 = 90

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t_{LMTD}}$$

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{Q}{U_D \cdot A}$$

$$= \frac{1.090.373,0191}{40 \times 1.760,6571}$$

= 154,8247

12. Menentukan Kebutuhan Steam A

Dengan panas radiasi dari perhitungan neraca panas diperoleh

Q = 35.209,3048 Kkal/jam

= 1.060.272,0191 Btu/jam

$A = L \cdot a'' \cdot N_t$

Dimana:

A = luas permukaan panas

L = panjang bed = 2,450 ft

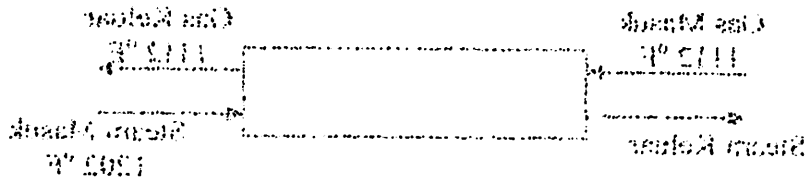
a'' = surface per lin ft = 1,178 ft^2 / ft

N_t = jumlah tube = 402 buah

Maka:

A = 2,5 · 1,450 · 402

= 1.260,5271 ft^2



Δt_v = 1202 − 1117,2 = 90

$$A = \frac{Q}{U_v \cdot \Delta t_{uap}}$$

$$\Delta t_{uap} = \frac{Q}{U_v \cdot A}$$

$$= \frac{1.060.272,0191}{40 \cdot 1.260,5271}$$

= 154,8247

trilal Δt_1 = 200

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{(200 - 90)}{\ln\left[\frac{200}{90}\right]} = 137,76$$

maka harga t_2 = 1202 – 200 = 1002

Kebutuhan Steam

Diketahui Cp Steam = 0,56 Btu/ lb °F

$$m = \frac{Q}{Cp \cdot \Delta t} = \frac{1.090.373,02}{0,56 \times 912} = 2135 \text{ lb/jam}$$

$Tc = ½ (T_1 + T_2)$ = 1112 °F

$tc = ½ (t_1 + t_2)$ = 546,00 °F

13. Checking Perancangan Reaktor

Bagian shell (Steam)	**Bagian tube (bahan masuk)**
Diketahui data:	Diketahui data:
Cp umpan = 0,53 Btu/lb.°F	Cp umpan = 2,63
μ = 0,08 lb/ft.hr	μ = 2,1527
k = 0,0441 Btu/j.ft^2°F/ft	k = 0,0431 Btu/j.ft^2.°F/ft
Pt = 6,95 in	
5. $a_s = \frac{IDS \times C' \times B}{n' \times Pt \times 144}$	5. $a_t = \frac{a' \times Nt}{n \times 144}$
$a_s = \frac{113,63 \times 1,90675 \times 9,1}{1 \times 6,95 \times 144}$	$a_t = \frac{1,456 \times 492}{2 \times 144}$
a_s = 1,9689 ft^2	a_t = 2,4892 ft^2

initial Δt_1 = 200

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{(200 - 90)}{\ln\left[\frac{200}{90}\right]} = 137.7°F$$

mean temp t_m = 1202 − 200 = 1002

Kerosene Steam

Kerosene Cp Steam = 0.59 Btu/lb °F

$$m = \frac{Q}{Cp\ \Delta t} = \frac{1,090,373.02}{0.59 \times 912} = 2137 \text{ lb/jam}$$

$T_c = 0.5(T_1 + T_2)$ = 1112 °F

$t_c = 0.5(t_1 + t_2)$ = 546.00 °F

13. Checking Permeenggan Kesatu

Bagian shell (steam)	Bagian tube (Cairan mengalir)
Kerosene dalam	Kerosene dalam
Cp uap = 0.32 Btu/lb.°F	Cp uap = 2.03
μ = 0.08 lbm/ft.hr	μ_a = 2.1327
k = 0.0441 Btu/ft.°F/hr	k = 0.0421 Btu/ft.°F/hr
Pt = 0.05 in	$a_t = \frac{a' \times Nt}{n \times 144}$
$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{n' \times Pt \times 144}$	
$a_s = \frac{113.05 \times 1,000.25 \times 0.1}{1 \times 0.05 \times 144}$	$a_t = \frac{1.439 \times 402}{2 \times 144}$
a_s = 1.5685 ft²	a_t = 2.0802 ft²

$G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{2.134,97}{1,9689}$	$Gt = \frac{m}{a_t} = \frac{72.300,75}{2,4892}$
$= 1.084,338$	$= 29.046,171$
pada Tc = 546,00 ^0F	pada tc = 1112 ^0F
didapat :	didapat :
μ = 0,0823 cp *(Yaws,Chem.Eng)*	μ = 2,1527 cp *(kern, 822)*
Diameter ekivalen	
$de = \frac{4 . (P_T^2 - \pi . do^2 / 4)}{\pi . do}$	
$= 1,199963882$	
$Nre = \frac{de \times Gs}{\mu \times 2,42}$	$Nre = \frac{di \times Gt}{\mu \times 2,42}$
$= \frac{1,2 \times 1.084,34}{0,0823 \times 2,42}$	$= \frac{5,047 \times 29.046,171}{2,1527 \times 2,42}$
$= 13.179,69$	$= 30.878,83$
6. JH = 125 *(kern, hal, 838)*	6. JH= 160 *(kern, hal, 834)*
7. $ho = JH \frac{k}{de}\left(\frac{Cp . \mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu_W}\right)^{0,14}$	$hi = JH \frac{k}{de}\left(\frac{Cp . \mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu_W}\right)^{0,14}$
ho = 57,3795	hi = 953,5328

8. $Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$ ⟶ $hio = hi \times \frac{di}{do} = 1051,9656$

$$Uc = \frac{1051,9656 \times 57,3795}{1051,9656 + 57,3795}$$

$$= 54,4116$$

9. Mencari faktor kekotoran pipa terpakai (Rd)

$$Rd = \frac{Uc - U_D}{Uc \times U_D}$$

$$Rd = \frac{54{,}4116 - 40{,}0000}{54{,}4116 \times 40{,}0000}$$

$$= 0{,}006621564 > 0{,}0035$$

Rd > Rd ketetapan (memenuhi)

14. Cheking Pressure Drop

Nre = 30.878,83

Dari Kern, fig. 26, hal. 836 diperoleh harga f = 0,00022 ft^2/in^2.

ρ = 1,6876

$$S = \frac{\rho}{62{,}5}$$

$$= \frac{1{,}6876}{6{,}25} = 0{,}270$$

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot \rho \cdot n}{5{,}22 \cdot 10^{10} \cdot ID \cdot S \cdot \phi_t}$$

= 0,0048 psi

$$\Delta P_r = \frac{4\,n}{s} \cdot \frac{V^2}{2\,g}$$ (Pers 7–46 Kern P. 148)

$$= \frac{V^2}{2gc} = 0{,}001 \text{ psi}$$

9. Menurut faktor kekasaran pipa berpelat (Rd)

$$Rd = \frac{Uc - Uo}{Uc \times Qo}$$

$$Rd = \frac{54,4116 - 40,0000}{54,4116 \times 40,0000}$$

$$= 0,00662164 = 0,0066$$

Rd > Rd keretapan (memenuhi)

14. Choking Pressure Drop

$$Nm = 30,878,85$$

Dari Kern, fig. 26, hal. 836 diperoleh harga f = 0,00022 ft²/in².

$$\rho = 1,6876$$

$$s = \frac{\rho}{62,5}$$

$$= \frac{1,6876}{62,5} = 0,270$$

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \phi_t}$$

$$= 0,0046 \text{ psi}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot n}{s} \cdot \frac{V^2}{2 \cdot g}$$ (Pers 7-46 Kern P. 148)

$$= \frac{V^2}{2g_c} = 0,001 \text{ psi}$$

Berdasarkan fig. 27 P. 837 Kern, diperoleh harga V2 / 2g = 0,001

sehingga:

$$\Delta Pr = \frac{4 \times 2 \times 0{,}001 \times 62{,}5}{0{,}270 \times 144} = 0{,}0129$$

maka total pressure drop pada tube reaktor adalah

$\Delta Ptot = \Delta Pt + \Delta Pr$

$= 0{,}0048 + 0{,}01285932$

$= 0{,}0177$ psi

Maximum pressure drop yang diijinkan dalam tube reaktor adalah 2 psi

maka perencanaan tube telah terpenuhi.

15. Penentuan Ukuran Nozzle

Dalam perencanaan reaktor ini, nozzle-nozzle yang digunakan adalah:

a. Nozzle untuk pemasukan umpan.

   1. umpan steam
   2. umpan fresh feed

b. Nozzle untuk pengeluaran produk

c. Nozzle untuk pemasukan pemanas.

d. Nozzle untuk pengeluaran pemanas.

e. Nozzle untuk pemasangan pressure dan termokontrol.

Berdasarkan fig. 27 P. 847 Kern, diperoleh harga $V_t^2/2g = 0,001$

sehingga:

$$\Delta P_f = \frac{4 \times 2 \times 0,001 \times 62,5}{0,270 \times 144} = 0,0139$$

maka total pressure drop pada tube reactor adalah

$$\Delta P_{tot} = \Delta P_i + \Delta P_f$$

$$= 0,0064 + 0,0139 = 0,0128092$$

$$= 0,0177 \text{ psi}$$

Minimum pressure drop yang diijinkan dalam tube reactor adalah 2 psi maka permasalahan tube cukup terpenuhi.

13. Perencanaan Ukuran Nozzle

Dalam perencanaan reaktor ini, nozzle-nozzle yang digunakan adalah:

a. Nozzle untuk pemasukan umpan.

1. umpan steam
2. umpan fresh feed

b. Nozzle untuk pengeluaran produk.

c. Nozzle untuk pemasukan pemanas.

d. Nozzle untuk pengeluaran pemanas.

e. Nozzle untuk pemasangan pressure dan temperatur control.

Dengan menggunakan tabel 11, Kern, hal. 844 diperoleh

pipa dengan ukuran: 12 in Sch. 30.

ID = 12 in.

OD = 12,75 in.

$$t\ pipa = \frac{OD - ID}{2} = \frac{12,75 - 12}{2} = 0,375 \quad in$$

Bahan konstruksi yang digunakan adalah:

Carbon steel SA 135 grade B. (Brownell & Young, hal. 335)

Strees yang diijinkan (f) = 12.750 psi.

Faktor korosi (c) = 1/16 in.

Tekanan operasi = 1,3 atm = 19,105 psi = 4,405 psig

Maka:

$$t = \frac{Di\ (P + f / 30)}{2,3\ .f} + c =$$

$$= \frac{12\ (4,405 + 12750 / 30)}{2,3 \times 12750} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,175715601 + \frac{1}{16}$$

$$= 0,238215601 \times \frac{16}{16}$$

$$= 3,811449616$$

$$= \frac{4}{16}$$

Jadi diameter pipa umpan masuk (nozzle) = 12 in Sch. 30

dapat digunakan.

Dengan menggunakan tabel 11. Kern, hal. 844 diperoleh

pipa dengan ukuran: 12 in Sch. 30.

ID = 12 in.

OD = 12,75 in.

$$t_{pipa} = \frac{OD - ID}{2} = \frac{12,75 - 12}{2} = 0,375 \quad in$$

Bahan konstruksi yang digunakan adalah:

Carbon steel SA 135 grade B ; Brownell & Young, hal. 342)

Stress yang diijinkan (f) = 12.750 psi.

Faktor korosi (c) = 1/16 in.

Tekanan operasi = 1,2 atm = 18,105 psi = 4,405 psig

Maka:

$$t = \frac{Di \ (P + f \ x \ 30 \ )}{2,3 \ . \ f} + c =$$

$$= \frac{12 \ (4,405 + 12750 \ x \ 30)}{2,3 \ x \ 12750} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,172717560 + \frac{1}{16}$$

$$= 0,237821560 \ x \ \frac{16}{16}$$

$$= 3,8211449016$$

$$= \frac{4}{16}$$

Jadi diameter pipa uapor masuk (nozzle) = 12 in Sch. 30

dapat digunakan.

15.a. Nozzle untuk pemasukan umpan

1. Umpan steam

Umpan masuk = 4146,213 kg/jam

= 9140,82376 lb/jam

Tekanan = 1,3 atm

Temperatur = 600 °C = 873,15 K

Maka dari perhitungan didapatkan hasil pada :

Densitas (ρ)steam = 15,009 kg/m^3

0,9366 lb/ ft^3

Viscositas steam (μ) = 0,15 cp

= 0,3629 lb/ ft . jam

Rate volumetrik umpan $= \dfrac{9140,8238}{0,9366}$

= 162,6664 ft^3/jam

= 2,7111 ft^3/detik

Asumsi aliran yang terjadi adalah turbulen pada,

Rate volumetrik umpan = 162,6664 ft^3/menit

Viscositas umpan (μ) = 0,362864 lb/ ft . jam

ID optimal $= 3,9\,(Q_f)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13}$

$3,9 \cdot (1,9883)^{0,45} \cdot (0,9366)^{0,13}$

= 10,90316932

Checking harga NRe

Aliran akan turbulen apabila harga NRe > 2.100

$$N_{Re} = \frac{380 \cdot \rho \cdot G}{D \cdot \mu} = \frac{380 \times 0,9366 \times 9140,8238}{20 \times 0,362864}$$

$$= 448262,0765 > 2100$$

15.a. Massa untuk pemasukan uap

1. Uap air

Uap air masuk = 4146,215 kg/jam

= 91402,8228 lb/jam

Tekanan = 1,5 atm

Temperatur = 600 °C = 873,15 K

Maka dari perhitungan diperoleh hasil pada :

Densitas (ρ) steam = 15,009 kg/m³

= 0,9366 lb/ft³

Viskositas steam (μ) = 0,15 cp

= 0,3629 lb/ft . jam

Rate volumetrik uap = $\frac{91402,8228}{0,9366}$

= 162,6664 ft³/jam

= 2,7111 ft³/menit

Asumsi aliran yang terjadi adalah turbulen pada

laju volumetrik uap = 162,6664 ft³/menit

Viskositas uap (μ) = 0,362364 lb/ft . jam

ID optimal = $3,9\,(Q_f)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13}$

$3,9 \cdot (1,6883)^{0,45} \cdot (0,9366)^{0,13}$

= 10,90116922

Checking bunga NRe

Aliran dan turbulen apabila bunga NRe > 2.100

$$N_{Re} = \frac{3,81 \cdot \rho \cdot Q}{D \cdot \mu} = \frac{3,81 \times 0,9366 \times 91402,8228}{10 \times 0,362364}$$

= 44826,0765 > 2100

2. Umpan fresh feed

Umpan masuk = 32.795,407 kg/jam

= 72.301,4109 lb/jam

Tekanan = 1,3 atm

Temperatur = 600 °C

Bahan	(kg/jam)	BM	Kmol/jam	Fraksi mol	$\rho(g/m^3)$	μ(mikropoise)
C_6H_6	0,2182	78,11	0,0027932	0,00001	0,885	0,0678
C_7H_8	3,9074	92,14	0,0424071	0,0001	0,867	0,0532
C_8H_{10}	27.621,219	106,2	260,1652	0,4755	0,867	0,0458
C_8H_8	0,6180	104,15	0,005934	0,0000	0,906	0,0855
$H_2O_{(l)}$	3.040,7806	18,016	168,78223	0,3085	0,998	0,07168
$H_2O_{(g)}$	2.128,6646	18,016	118,15412	0,2159	0,998	0,07168
Total	32.795,407	416,6	547,15267	1	5,5210	0,3957

Maka dari perhitungan didapatkan hasil pada :

Densitas (ρ)campuran = 5,521 kg/m^3

= 0,3445 lb/ft^3

Viscositas campuran (μ) = 0,3957

= 0,95714 lb/ft.jam

Rate volumetrik $= \dfrac{72.301,4109}{0,3445}$

= 209.867,1358 ft^3/jam

= 3.497,7856 ft^3/menit

Asumsi aliran yang terjadi adalah turbulen pada,

Rate volumetrik umpan = 209.867,1358 ft^3/jam

Viscositas umpan (μ) = 0,95714 lb/ft.jam

2. Umpan fresh feed

Umpan masuk = 32.795,407 kg/jam

= 72.301,4190 lb/jam

Tekanan = 1,3 atm

Temperatur = 600 °C

Bahan	(kg/jam)	BM	Mol jam	Fraksi mol	ρ kg/m³	μ centipoise
C_2H_4	0,0182	28,05	0,0006491	0,0000	0,4478	0,0178
C_2H_6	3,0074	30,07	0,0100067	0,0001	0,8427	0,0122
C_3H_6	7.603,219	42,08	180,7452	0,0172	0,8027	0,0158
C_3H_8	0,0763	44,09	0,0017304	0,0000	0,9196	0,0252
H_2O v	3.043,7586	18,016	168,9257	0,1603	0,0006	0,07166
N_2O v	2.125,4616	32,015	66,4112	0,0630	0,0006	0,07166
Total	32.795,407		447,1736	1	4,5210	0,7963

Maka dari perhitungan diskripsikan hasil pada :

Densitas (ρ) campuran = 4,521 kg/m³

= 0,2846 lb/ft³

Viskositas campuran (μ) = 0,7963

= 0,0534 lb/ft.jam

Rate volumetrik $= \dfrac{72.301,4190}{0,2846}$

= 254.067,1238 ft³/jam

= 7.197,2850 ft³/menit

Asumsi aliran yang terjadi adalah turbulen pada.

Rate volumetrik umpan = 254.067,1238 ft³/jam

Viskositas umpan (μ) = 0,0534 lb/ft.jam

Dengan menggunakan fig. 13.2, hal. 527, Peters Timmerhauss

diameter optimal pipa masukan = 8 in.

Checking harga NRe

Aliran akan turbulen apabila harga NRe > 2.100

$$N_{Re} = \frac{380 \ . \rho \ . G}{D \ . \mu} = \frac{380 \times 0{,}34 \times 72301{,}4109}{20 \times 0{,}957137}$$

$$= 494.457 > 2100$$

Dengan menggunakan tabel 11, Kern, hal. 844 diperoleh

pipa dengan ukuran: 8 in Sch. 40.

ID = 7,981 in.

OD = 8,625 in.

$$t \text{ pipa} = \frac{OD - ID}{2} = \frac{8{,}625 - 7{,}981}{2} = 0{,}322 \text{ in}$$

Bahan konstruksi yang digunakan adalah:

Carbon steel SA 135 grade B. (Brownell & Young, hal. 335)

Strees yang diijinkan (f) = 12.750 psi.

Faktor korosi (c) = 1/16 in.

Tekanan operasi = 1,3 atm = 19,105 psi = 4,405 psig

Maka:

$$t = \frac{Di \ (P + f / 30)}{2{,}3 \ . f} + c$$

$$= \frac{7{,}981 \ (4{,}405 + 12750 / 30)}{2{,}3 \times 12750} + \frac{1}{16}$$

$$= 0{,}116865518 + \frac{1}{16}$$

$$= 0{,}179365518 \times \frac{16}{16} = 2{,}869848282 = \frac{3}{16}$$

Dengan menggunakan fig. 15.2, hal. 327, Perry Timmerhaus

diameter optimal pipa mendekan = 8 in.

Checking harga NRe

Aliran alam normalnya apabila harga NRe > 2.100

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} = \frac{380 \times 0,34 \times 72701,4109}{20 \times 0,0271/37}$$

$$= 404,457 > 2100$$

Dengan menggunakan cara II, Kern, hal. 844 diperoleh

pipa dengan ukuran 8 in Sch. 40.

ID = 7,981 in.

OD = 8,625 in.

$$\text{1 pipa} = \frac{OD \cdot 10}{2} = \frac{8,625 \cdot 7,981}{2} = 0,372 \text{ in}$$

Faktor konversi yang digunakan adalah:

(Lahey eisel 3.7 (1.5) grafik 11.1 Brownell & Young, hal. 315)

Stress yang diijinkan (f) = 12.750 psi

Faktor kerasi (c) = 1,116 in

Tekanan operasi = 1,3 atm = 19,105 psi = 4,405 psig

Maka:

$$t = \frac{Pi \cdot r + C \cdot 20}{f \cdot E}$$

$$= \frac{7,981 \cdot (4,405 + 12750 \cdot 20)}{2,3 \times 1,2750} = \frac{1}{16}$$

$$= 0,1108635 = \frac{1}{16}$$

$$= 0,1250000 \times \frac{16}{16} = 2,000000000 = \frac{2}{16}$$

15.b. Nozzle untuk pengeluaran produk

Rate produk keluar = 32.795,407 kg/jam

= 72.301,411 lb/jam

Tekanan = 1,3 atm

Temperatur = 600 °C

Bahan	(kg/jam)	BM	Kmol/jam	Fraksi mol	BMv
C_6H_6	182,9029	78,11	2,3414868	0,0047147	3,9636273
C_7H_8	71,5459	92,14	0,776483	0,0015635	2,0825538
C_8H_{10}	8.286,3656	106,2	78,049559	0,1571558	6,3631108
C_8H_8	18.967,708	104,2	182,11564	0,3666969	0,3666969
$H_2O_{(l)}$	2.128,6646	18,02	118,15412	0,2379079	0,1570192
$H_2O_{(g)}$	2.072,2854	18,02	115,02472	0,2316068	235,08087
H_2	0,0847	2	0,0423364	8,525E-05	0,0104853
CH_4	0,3271	16	0,0204412	4,116E-05	4,116E-06
C_2H_4	1,9668	28	0,0702446	0,0001414	1,414E-05
CO	0,0177	28	0,0006322	1,273E-06	38,661571
CO_2	1,8628	44	0,0423364	8,525E-05	0,0104853
Total	32.795,407		496,63799	1	286,69644

Densitas (ρ) = 286,6964 kg/m^3

= 17,8979 lb/ft^3

Viscositas umpan (μ) = 0,1143 cp

= 0,2764 lb/ft.jam

Rate volumetrik umpan $= \dfrac{72.301,411}{286,6964}$

= 4,2031 ft^3/menit

Asumsi aliran yang terjadi adalah turbulen pada,

Rate volumetrik umpan = 4,2031 ft^3/menit

Viscositas umpan (μ) = 0,2764 lb/ft.jam

Dengan menggunakan fig. 13.2, hal. 527, Peters Timmerhauss

diameter optimal pipa masukan = 6 in.

Checking harga NRe

Aliran akan turbulen apabila harga NRe > 2.100

$$N_{Re} = \frac{380 . \rho . G}{D . \mu} = \frac{380 \times 286{,}6964 \times 72301{,}4108}{20 \times 0{,}2764}$$

$$= 1424948699 > 2100$$

Dengan menggunakan tabel 11, Kern, hal. 844 diperoleh

pipa dengan ukuran: 6 in Sch. 40.

ID = 6,065 in.

OD = 6,625 in.

$$t \text{ pipa} = \frac{OD - ID}{2} = \frac{6{,}625 - 6{,}065}{2} = 0{,}28 \text{ in}$$

Bahan konstruksi yang digunakan adalah:

Carbon steel SA 135 grade B. (Brownell & Young, hal. 335)

Strees yang diijinkan (f) = 12.750 psi.

Faktor korosi (c) = 1/16 in.

Tekanan operasi = 1,3 atm = 19,105 psi = 4,405 psig

Maka:

$$t = \frac{Di\ (P + f / 30)}{2{,}3\ .f} + c$$

$$= \frac{6{,}065\ (4{,}405 + 12750 / 30)}{2{,}3 \times 12750} + \frac{1}{16}$$

$$= 0{,}088809593 + \frac{1}{16}$$

$$= 0{,}151309593 \times \frac{16}{16}$$

$$= 2{,}420953494 = \frac{3}{16}$$

Jadi diameter pipa umpan masuk (nozzle) = 6 in Sch. 40 dapat digunakan.

คำนวณหาค่า

ค่าสูงสุดของโมเมนต์ดัดที่ยอมให้ (Moment) = 0.10 ตันเมตร ซึ่งคำนวณได้

$$= 0.10 \times \frac{1000}{1.5}$$

$$= 0.10 \times \frac{1000}{1.5}$$

$$= 0.0888889 \times \frac{1000}{1.5}$$

$$= \frac{0.0888889 \times 1000}{1.5} = \frac{88.8889}{1.5}$$

$$= \frac{88.8889 \times 1.5}{0.0889 \times 1.5 + 0.0889 \times 1.5} = 59.26$$

$$t = \frac{59.26}{10 \times (0.9 - 0.1 \times 10)} = 0.$$

ตอบ:

ระยะแอ่นตัวของคาน = 1.3 เท่า = 10.106 ใน = 0.0889 เมตร

ปลายคานยื่นออก (c) = 1.10 เมตร

ช่วงคานยื่นออกจริง (L) = 1.30 เมตร

ปริมาณเหล็กเสริมรับแรงดึงที่ต้องการ = 2.64 ตารางซม. ต่อ 1 เมตรกว้าง

ใช้เหล็กเส้นขนาด 12 มม. จำนวน 3 เส้น ต่อ 1 เมตรกว้าง

ตรวจสอบการยึดเหนี่ยวของเหล็กเสริม:

$$\text{ใช้ได้} = \frac{\Sigma}{\Sigma D \times U} = \frac{\Sigma}{0.012 \times 0.942} = 0.38 \quad \text{ม.}$$

$\Sigma D = 0.012$ ม.

$U = 0.942$ ม.

ใช้ค่าสูงสุดของ 0.38 ม. ต่อ 1 เมตรกว้าง

โดยเหล็กเส้นมีขอเกี่ยวงอปลาย 11 ซม. ตามมาตรฐาน ACI 318 ข้อกำหนด

$$= 11 \times 0.0889 > 0.08$$

$$\text{ตรวจ} = \frac{0.38}{0.08} = \frac{0.38}{0.08} = \frac{0.3804}{0.08 \times 0.0889 \times 1.5 \times 0.1 \times 2.1 \times 10^6}$$

ตรวจสอบการยึดเหนี่ยวของเหล็กเสริมกับคอนกรีตที่ปลายคาน = 5.100

ตรวจสอบการยึดเหนี่ยวของเหล็กเสริมกับคอนกรีตที่ปลายคาน

15.c. Nozzle untuk keluar pemanas steam

Rate pemanas = 9016,4472 lb/jam

Densitas (ρ) = 49,29 lb/ ft^3

Viscositas umpan (μ) = 0,19 cp

= 0,4596 lb/ ft . jam

Rate volumetrik umpan $= \dfrac{9016,447155}{49,29}$

= 3,0488 ft^3/menit

Asumsi aliran yang terjadi adalah turbulen pada,

Rate volumetrik umpan = 3,04877499 ft^3/menit

Viscositas umpan (μ) = 0,4596271 lb/ ft . jam

Dengan menggunakan fig. 13.2, hal. 527, Peters Timmerhauss

diameter optimal pipa masukan = 8 in.

Checking harga NRe

Aliran akan turbulen apabila harga NRe > 4.000

$$N_{Re} = \frac{380 \ . \rho \ . G}{D \ . \mu} = \frac{380 \times 49,29 \times 9016,4472}{20 \times 0,4596}$$

= 18371399,17 > 4000

Dengan menggunakan tabel 11, Kern, hal. 844 diperoleh

pipa dengan ukuran : 8 in Sch. 40.

ID = 7,981 in.

OD = 8,625 in.

$$t \text{ pipa} = \frac{OD - ID}{2} = \frac{8,625 - 7,981}{2} = 0,322 \text{ in}$$

(4.4. Nacelle mounts design parameters above

Rate pressure = 9016.4472 lb/pcu

Density (ρ) = 49.39 lb/ft³

Viscosity dynam (μ) = 0.19 cp

= 0.4540 lb ft./sec

Rate volumetric output = 9016.4472 / 49.39

= 3.0458 ft³/sec

Assume allow grav segnal subsh subsh pressure.

Rate volumetric output = 3.0458 ft³/sec

Viscosity dynam (μ) = 0.4540271 lb/ft. sec

Diagram nomogram(s) fig 15.3 fol 3.11, Peters Timmerhaus

Diameter optimal pipe, evaluate = 6 in

Checking large Nre

Allow pipe nominal specific large Nre > 4000

$$N_{re} = \frac{3.0 \cdot \rho \cdot D}{\mu} = \frac{3.0 \times 49.39 \times 9016.4472}{0.4540} = 1817139.17 > 4000$$

Diagram nomogram(s) fig 11. Kern fol 844 diameter is

pipe diagram above : 6 in Sch. 40

OD = 7.981 in.

OD = 8.625 in.

$$t_{pipe} = \frac{OD - ID}{2} = \frac{8.625 - 7.981}{2} = 0.322 \text{ in}$$

Bahan konstruksi yang digunakan adalah:

Carbon steel SA 135 grade B. (Brownell & Young, hal. 335)

Strees yang diijinkan (f) = 12.750 psi.

Faktor korosi (c) = 1/16 in.

Tekanan operasi = 1,3 atm = 19,105 psi = 4,405 psig

Maka:

$$t = \frac{Di\ (P + f / 30)}{2,3\ .f} + c$$

$$= \frac{7,981\ (4,405 + 12750 / 30)}{2,3 \times 12750} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,116865518 + \frac{1}{16}$$

$$= 0,179365518 \times \frac{16}{16}$$

$$= 2,869848282 \quad \frac{16}{16}$$

$$= \frac{3}{16}$$

Jadi diameter pipa umpan masuk (nozzle) = 8 in Sch. 40 dapat digunakan.

15.d. Nozzle untuk pemasangan Pressure dan Thermo Kontrol.

Pengukuran tekanan dan temperatur digunakan lubang dengan ukuran diameter 1 in, dan tebal 3/16 in.

16. Perhitungan penguat

16.a. Menentukan lubang maksimum tanpa penguat

Dari Hesse dan Rouston, pers. 10.29 :

$$K = \frac{P\ .Do}{2\ .t\ .f}$$

Bahan konstruksi yang digunakan adalah:

Carbon steel SA 106 grade B (Brownell & Young hal 342)

Stress yang diijinkan (f) = 12.750 psi

Faktor korosi (c) = 1/16 in.

Tekanan operasi = 1,3 atm = 19,105 psi = 4,405 psig

Maka:

$$t = \frac{Di\ (P + f\ .\ ID)}{2.f.E} + c$$

$$= \frac{7,981\ (4,405 + 12750 \times 1/16)}{2.3 \times 12750} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,1186653318 + \frac{1}{16}$$

$$= 0,1796653318 \times \frac{16}{16}$$

$$= 2,8746185282 \quad \frac{16}{16}$$

$$= \frac{3}{16}$$

Jadi diameter pipa uapan masuk (nozzle) = 8 in Sch. 40 dapat digunakan.

15a. Nozzle untuk pemasangan Pressure dan Thermo Konstruksi

Penggunakan sekrup dan komponen digunakan lubang dengan nominal diameter 1 in, dan lebal 3/16 in.

16. Perhitungan pengaut

16a. Momentum lubang minimum tanpa pengaut

Dari Hesse dan Sommers pers. 10.39 :

$$K = \frac{P.Do}{2.t.f}$$

Dimana :

P = tekanan operasi = 19,105 psi = 4,405 psig

Do = diameter luar dinding shell = 114

t = tebal shell =

Strees yang diijinkan (f) = 12.750 psi.

$$K = \frac{4{,}405 \times 114}{2 \times \frac{3}{16} \times 12750} = 0{,}73520314$$

$$Do \times t = 114 \times \frac{3}{16} = 21{,}375$$

Dari Hesse, fig. 10.27, diperoleh bahwa lubang (diameter maksimum)

= 5 in sehingga setiap lubang yang lebih besar dari 5 in memerlukan .penguat

Jadi nozzle yang perlu penguat:

- Nozzle A = Nozzle untuk umpan liquid / fresh feed
- Nozzle B = Nozzle untuk umpan steam
- Nozzle C = Nozzle untuk produk keluar
- Nozzle D = Nozzle untuk pemanas masuk
- Nozzle E = Nozzle untuk pemanas keluar

16. b. Menghitung dimensi penguat

a. Nozzle untuk aliran pemasukan umpan

1. Umpan steam

Diameter nozzle = 12,75 in

P = tekanan operasi = 19,105 psi = 4,405 psig = 1,3 atm

Strees yang diijinkan (f = 12.750 psi

Diameter dalam Nozzle = 12

Diketahui :

P = tekanan operasi = 19,105 psi = 4,405 psig

Do = diameter luar tubing alir = 1 in

t = tebal alir =

Stress yang diijinkan (f) = 12,750 psi

$$K = \frac{4,405 \times 1 \text{ in}}{2 \times \frac{1}{16} \times 12,750} = 0,2352941$$

$$Do_{n+1} = 1 \text{ in} \times \frac{1}{16} = 21,375$$

(Dari Hesse, Fig. 10.27, diperoleh bahwa tebal (diameter maksimum)

= 2 in sehingga untuk tubing yang lebih besar dari 2 in menyebabkan pengaruh

tidak mozzle yang perlu perhatian

- Mozzle A = Mozzle untuk umpan liquid / fresh food
- Mozzle B = Mozzle untuk umpan steam
- Mozzle C = Mozzle untuk produk bahan
- Mozzle D = Mozzle untuk pemasu untuk
- Mozzle E = Mozzle untuk pemasu bahan

16. b. Menghitung diameter pengaut

a. Mozzle untuk aliran pemasukan umpan

1. Umpan steam

Diameter mozzle = 12,75 in

P = tekanan operasi = 19,105 psi = 4,405 psig = 1,3 atm

Stress yang diijinkan (f) = 12,750 psi

Diameter dalam Mozzle = 12

Dari pers. 10.30, Hesse dan Rouston, didapatkan:

$$t = \frac{P \cdot Di}{1{,}8 \cdot f}$$

$$t = \frac{4{,}405 \times 6{,}0650}{1{,}8 \times 12750}$$

$$= 0{,}00116 \times \frac{16}{16}$$

$$= \frac{0{,}01863}{16} \approx 1 / 16 \text{ in}$$

Ditetapkan tebal penguat = 1 / 16 in.

Luas penguat yang diperlukan

A = (2 . Dh – 2) t (pers. 10.31, Hesse and Rouston, hal. 281)

Dimana:

Dh = diameter lubang = 6,625 in

A = luas penguat

t = tebal penguat = 1 / 16 in.

$$A = (2 \times 6{,}63 - 2) \times \frac{1}{16}$$

$$= 0{,}7031 \quad in^2$$

Digunakan penguat berbentuk cincin

Diameter luar penguat (Do).

$$A = \frac{(Do^2 - Dh^2)}{4}$$

$$0{,}7031 = \frac{Do^2 - 20^2}{4}$$

$$Do^2 = 159{,}75 \quad in^2$$

$$Do = 12{,}6392 \quad in$$

Dari pers. 10.30, Hesse dan Rousson, didapatkan:

$$t = \frac{P \cdot D_h}{1.5 \cdot f}$$

$$t = \frac{4.405 \times 0.7920}{1.8 \times 12750}$$

$$= 0.00176 \times \frac{in}{in}$$

$$= \frac{0.0186}{in} = 1 \cdot 16 \ in$$

Diketahui tebal pengait = 1 / 16 in.

Luas pengait yang dipersyaratkan

A = (2 . Dh – 2) t (pers. 10.31, Hesse and Rousson, hal. 281)

Dimana:

Dh = diameter lubang = 0,625 in

A = luas pengait

t = tebal pengait = 1 / 16 in

$$A = (2 \times 0.625 - 2) \times \frac{1}{16}$$

$$= 0.7031 \ in^2$$

Digunakan pengait berbentuk cincin

Diameter luar pengait (Do)

$$A = \frac{(Do^2 - Di^2)}{4}$$

$$0.7031 = \frac{Do^2 - 20^2}{4}$$

$$Do^2 = 156.25 \ in^2$$

$$Do = 12.5052 \ in$$

2. Umpan fresh feed

Diameter nozzle = 8,625 in

P = tekanan operasi = 19,105 psi = 4,405 psig = 1,3 atm

Strees yang diijinkan (f) = 12.750 psi.

Diameter dalam Nozzle = 7,981

Dari pers. 10.30, Hesse dan Rouston, didapatkan:

$$t = \frac{P \cdot Di}{1,8 \cdot f}$$

$$t = \frac{4,405 \times 6,0650}{1,8 \times 12750}$$

$$= 0,0012 \times \frac{16}{16}$$

$$= \frac{0,0186}{16} \approx 1/16 \text{ in}$$

Ditetapkan tebal penguat = 1 / 16 in.

Luas penguat yang diperlukan

A = (2 . Dh – 2) t (pers. 10.31, Hesse and Rouston, hal. 281)

Dimana:

Dh = diameter lubang = 6,625 in

A = luas penguat

t = tebal penguat = 1 / 16 in

$$A = (2 \times 6,63 - 2) \times \frac{1}{16}$$

$$= 0,7031 \text{ in}^2$$

Digunakan penguat berbentuk cincin

Diameter luar penguat (Do).

$$A = \frac{(Do^2 - Dh^2)}{4}$$

2. Tinggi fluida head

Diameter nozzle = 0,025 in

P = tekanan operasi = 19,105 psi = 4,605 psig = 1,4 atm

Stress yang diijinkan : f = 12.750 psi.

Diameter dalam Nozzle = 2,067

Dari pers. (10.31) Brown dan Brownell didapatkan:

$$t = \frac{P \cdot D}{f \cdot E}$$

$$t = \frac{4,605 \times 0,0067}{1,8 \times 12750}$$

$$= 0,0012 \times \frac{16}{16}$$

$$= \frac{0,0186}{16} = 1/16 \text{ in}$$

Ditetapkan tebal pengaut = 1/16 in.

Luas pengaut yang diperlukan

A = (2 . Db – 2 t) t (pers. (10.31) Brown and Brownell hal. 254)

Dimana:

Db = diameter bahang = 0,025 in

A = luas pengaut

t = tebal pengaut = 1/16 in

$$A = (2 \times 0,03 - 2) \times \frac{1}{16}$$

$$= 0,0031 \text{ in}^2$$

Ditentukan pengaut berbentuk segitiga

Diameter luar pengaut (Do) :

$$A = \frac{(Do^2 - Db^2)}{2}$$

$$A = \frac{(Do^2 - Dh^2)}{4}$$

$$0{,}703 = \frac{Do^2 - 20^2}{4}$$

$$Do^2 = 60{,}8839 \text{ in}^2$$

$$Do = 7{,}8028 \text{ in}$$

b. Nozzle untuk aliran produk keluar

Diameter nozzle = 6,625 in

P = tekanan operasi = 19,105 psi = 4,405 psig = 1,3 atm

Strees yang diijinkan (f) = 12.750 psi

Diameter dalam Nozzle = 6,605 in

Dari pers. 10.30, Hesse dan Rouston, didapatkan :

$$t = \frac{P.Di}{1{,}8.f}$$

$$t = \frac{4{,}405 \times 6{,}065}{1{,}8 \times 12.750}$$

$$= 0{,}0012 \times \frac{16}{16}$$

$$= \frac{0{,}0186}{16} \approx \frac{1}{16} \text{ in}$$

Ditetapkan tebal penguat = 1 / 16 in

Luas penguat yang diperlukan :

A = (2 . Dh – 2) t (pers. 10.31, Hesse and Rouston, hal. 281)

$$A = \frac{(D_o^2 - D_i^2)}{4}$$

$$0.785 = \frac{D_o^2 - 20^2}{4}$$

$$D_o^2 = 40.785 \text{ in}^2$$

$$D_o = 6.3858 \text{ in}$$

5. Kecepatan aliran pada kolom :

Diameter pipa = 0.065 m

P = tekanan operasi = 19.108 psi = 0.406 psig = 1.5 atm

Suhu operasi diijinkan (t) = 12.75 °F

Diameter dalam bejana = 6.065 in

Dari pers. 10.40 Ulrich dan Kosasih, diperoleh :

$$t = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E}$$

$$t = \frac{1.5 \times 12.7 \times 6.065}{1.8 \times 0.85}$$

$$= 0.0136 \times \frac{16}{16}$$

$$= \frac{0.0136}{16} = \frac{1}{16} \text{ in}$$

Diameter luar perlunya = 1 / 16 in

Luas penampang yang diijinkan :

A = (3 / 4) x (D - 2) x (pers. 10.3 Ulrich dan Kosasih hal. 304) =

Dimana :

Dh = diameter lubang = 20 in

A = luas penguat.

t = tebal penguat = 1 / 16 in

$$A = (2 \times 20 - 2) \times \frac{1}{16}$$

$$= 2{,}3750 \quad in^2$$

Digunakan penguat berbentuk cincin

Diameter luar penguat (Do).

$$A = \frac{(Do^2 - Dh^2)}{4}$$

$$2{,}375 = \frac{(Do^2 - 18^2)}{4}$$

$$Do^2 = 34{,}3906 \quad in^2$$

$$Do = 5{,}8644 \quad in$$

c. Nozzle untuk aliran masuk pemanas

Diameter nozzle = 8,625 in

P = tekanan operasi = 19,105 psi = 4,405 psig = 1,3 atm

Strees yang diijinkan (f) = 12.750 psi.

Diameter dalam Nozzle = 7,981

Dari pers. 10.30, Hesse dan Rouston, didapatkan:

$$t = \frac{P \cdot Di}{1{,}8 \cdot f}$$

$$t = \frac{4{,}405 \times 7{,}981}{1{,}8 \times 12750}$$

$$= 0{,}0015 \times \frac{16}{16}$$

$$= \underline{0{,}0245} \approx 1 / 16 \text{ in}$$

Dimana :

Dh = diameter lubang = 20 in

A = luas penguat

t = tebal penguat = 1 / 16 in

$A = (2 \times 20 - 2) \times \frac{1}{16}$

$= 2,2750 \ in^2$

Digunakan pengun berbentuk elips:

Diameter luar penguat (Do)

$$A = \frac{(Do^2 - Dh^2)}{4}$$

$$2,275 = \frac{(Do^2 - 18^2)}{4}$$

$Do^2 = 34,3900 \ in^2$

$Do = 5,8644 \ in$

c. Bejana untuk dibuat masuk pemasa

Diameter nozzle = 8,025 in

P = tekanan operasi = 19,105 psi = 4,405 psig = 1,3 atm

Stress yang diijinkan (f) = 12,750 psi.

Diameter dalam Nozzle = 7,981

Dari pers. 10.30, Hesse dan Rousseau dikatakan:

$$t = \frac{P \cdot Di}{1,8 \cdot f}$$

$$t = \frac{4,405 \times 7,981}{1,8 \times 12750}$$

$= 0,0015 \times \frac{16}{16}$

$= 0,0244 = 1 / 16 \ in$

Ditetapkan tebal penguat = 1/ 16 in

Luas penguat yang diperlukan

Dimana:

Dh = diameter lubang = 8 in

A = luas penguat

t = tebal penguat = 1 / 16 in

$$A = (2 \times 8 - 2) \times \frac{1}{16}$$

$$= 2{,}125 \quad in^2$$

Digunakan penguat berbentuk cincin

Diameter luar penguat (Do).

$$A = \frac{(Do^2 - Dh^2)}{4}$$

$$2{,}125 = \frac{(Do^2 - 18^2)}{4}$$

$$Do^2 = 65{,}8906 \quad in^2$$

$$Do = 8{,}1173 \quad in$$

Jadi diameter pipa pendingin (nozzle) = 8 in Sch. 40 dapat digunakan.

Karena kecepatan Steam A keluar reaktor = kecepatan Steam A masuk reaktor maka dapat dianggap bahwa ukuran pipa pengeluaran juga sama 8 in Sch. 40 dan t = 1/16 in.

17. Sambungan Tutup (Head) dengan Dinding (Shell) Reaktor

Guna untuk mempermudah dalam perbaikan ataupun perawatan dari reaktor, maka tutup bejana reaktor dihubungkan dengan bagian shell dengan menggunakan sistem flange dan bolting.

Direkapkan tebal pengunci = 1/16 in

Luas pengunci yang dipertahankan

Dimana:

Dh = diameter lubang = 8 in

A = luas pengunci

t = tebal pengunci = 1/16 in

$$A = (2 \times 8 - 2) \times \frac{1}{16}$$

$$= 2.125 \quad in^2$$

Dipunakan pengunci berbentuk circle

Diameter luar pengunci (Do).

$$A = \frac{(Do^2 - Dh^2)}{4}$$

$$2.125 = \frac{(Do^2 - 18^2)}{4}$$

$$Do^2 = 65.8906 \quad in^2$$

$$Do = 8.1172 \quad in$$

Jadi diameter pipa pendingin (nozzle) = 8 in Sch. 40 dipakai digunakan.

Karena kecepatan steam A kolom reaktor = kecepatan steam A nozzle reaktor maka dapat dianggap bahwa ukuran pipa pengeluaran juga sama 8 in Sch. 40 dan t = 1/16 in.

17. Sambungan Tutup (Head) dengan Dinding (Shell) Reaktor

Guna untuk mempermudah dalam perbaikan maupun pemasangan dari reaktor, maka tutup bejana reaktor dihubungkan dengan bagian shell dengan menggunakan sistem flange dan bolting.

17.1. Flange

Dari apendiks D Brownell & Young, hal. 342, diperoleh :

Bahan = High – Alloy SA 240 grade M tipe 316.

Tensile streght minimum = 75.000 psi

Allowable stress = 17.700 psi

Type flange = Ring Hange Loss Type.

17.2. Bolting

Bahan = Carbon Steel SA 261 grade BO.

Tensile streght minimum = 100.000 psi.

Allowable stress = 16.250 psi.

17.3. Gasket

Bahan = Flat metal, jacketed, asbestos filled.

Gasket faktor (m) = 3,75 in.

Minimum design seating stress (y) = 9.000 Tebal = 1/ 16 in.

17.4. Penentuan lebar gasket

Dari pers. 12.2, hal. 228, Brownell & Young didapatkan :

$$\frac{do}{di} = \sqrt{\frac{y - P \cdot m}{y - P\,(m + 1)}}$$

Dimana :

do = diameter luar gasket, in.

di = diameter dalam gasket, in.

P = internal pressure = 19,105 psi = 4,405 psig.

m = gasket faktor = 3,75 in.

y = yild stress = 9.000 psi.

maka :

$$\frac{do}{di} = \sqrt{\frac{9.000 \quad - 22,044 \quad . 3,75}{9.000 \quad - 22,044 \quad (3,75 \quad + 1)}} = 1,0017$$

di = OD shell = 114

do = 114 x 1,0017

= 114,1984

$$n = \frac{do - di}{2}$$

$$= \frac{114,19835 - 114}{2} = 0,0992$$

Diambil lebar gasket = 0,25 in.

Diameter rata-rata gasket (G) = 114 + 0,25

= 114,25 in = 9,5208 ft

17.5. Perhitungan jumlah dan ukuran baut

a. Perhitungan beban baut.

Dari Brownel & Young, hal. 240, pers. 12.88 didapatkan:

Beban bolt tanpa internal pressure (W_{m2}) = Hy = b . π . G . Y

- Dari gambar 12.12, Brownell & Young, hal. 229 didapatkan:

Lebar seating gasket dasar, bo = n / 2.

$$bo = \frac{0,25}{2} = 0,125$$

Untuk bo = ¼ maka b = bo

Sehingga :

Hy = π . bo . G . Y

= π x 0,125 x 114,25 x 9000

= 403.588,1250 lb

maka :

$$\frac{do}{di} = \sqrt{\frac{9.000 - 22.064 \cdot 3,75}{9.000 - 22.064 \cdot (3,75 + 1)}} = 1,0017$$

di = (ID shell = 114

do = 114 x 1,0017

= 114,1994

$$n = \frac{do - di}{2}$$

$$= \frac{114,1994 - 114}{2} = 0,0997$$

Diameter luar pipa = 0,25 in.

Diameter rata-rata pipa (D) = 114 + 0,25

= 114,25 in = 9,5208 ft

17.5. Perhitungan jumlah dan ukuran baut

a. Perhitungan bahan baut.

Dari Brownell & Young tbl. 240, pers. 12.88 didapatkan :

Bahan baut tanpa internal pressure (W_{m_1}) = H_y = b . π . G . Y

- Dari gambar 12.12. Brownell & Young, tbl. 229 didapatkan :

Lebar seating gasket dasar bo = n / 2.

$$bo = \frac{0,25}{2} = 0,125$$

Untuk bo = 6 maka b = bo

Sehingga :

H_y = π . bo . G . Y

= π x 0,125 x 114,25 x 9000

= 403.586,250 lb

- Beban karena internal pressure (H).

Dengan menggunakan pers. 12.89, hal. 240, Brownell & Young;

$$H = \frac{\pi \cdot G^2 \cdot P}{4}$$

$$= \frac{\pi \times 114{,}3^2 \times 4{,}405}{4} = 315.955{,}5780$$

- Beban agar baut tidak bocor (Hp)

$$Hp = 2 \cdot bo \cdot \pi \cdot G \cdot m \cdot P$$

$$= 2 \times 0{,}125 \ \pi \times 114{,}25 \times 3{,}75 \times 4{,}40$$

$$= 9883{,}8589$$

- Total Beban operasi (Wm1)

$$W_{m1} = Hp + H$$

$$= 9.883{,}8589 + 315.955{,}58$$

$$= 325.839{,}4369 \text{ lb}$$

Jadi $W_{m2} > W_{m1}$, sehingga yang mengontrol adalah W_{m2}

b. Perhitungan luas minimum bolting area.

Dengan menggunakan pers. 12.92, hal. 240, Brownell & Young,

$$A_m = \frac{W_{m1}}{fb}$$

$$= \frac{325839{,}4369}{20000} = 16{,}29197185 \text{ in}^2$$

c. Perhitungan luas optimum bolting area.

Dari tabel 10.4, Brownell & Young dicoba ukuran bolt = 1,5 in, maka didapatkan bolt area = 1,294 in^2. Maka jumlah bolting optimum adalah :

- Dalam bentuk internal pressure (H).

Dengan menggunakan pers. 12.89, hal. 240, Brownell & Young:

$$H = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot P}{4}$$

$$= \frac{\pi \times 124,3^2 \times 4,305}{4} = 116.935,2780$$

- Dalam ujung bagian tutup bawah (Hp)

$Hp = 2 \cdot bo \cdot \pi \cdot D \cdot P$

$= 2 \times 0,125 \times \pi \times 124,3 \times 2,75 \times 4,305$

$= 6883,8580$

- Total Beban operasi (W_{op})

$W_{op} = Hp + H$

$= 6.883,8580 + 116.935,28$

$= 123.829,1380$ lb

Jadi $W_{op} = W_{op}$, sehingga yang mengontrol adalah W_{op}

b. Perhitungan luas minimum bolting area.

Dengan menggunakan pers. 12.92, hal. 240, Brownell & Young.

$$A_m = \frac{W_{op}}{fb}$$

$$= \frac{123.829,1380}{30000} = 16,2419 \text{ in}^2$$

c. Perhitungan luas optimum bolting area.

Dari tabel 10.4, Brownell & Young diambil diameter baut = 1,5 in, maka

diameter akar ulir area = 1,294 in^2. Maka jumlah bolting optimum adalah :

$$\frac{A_{ml}}{\text{Root Area}} = \frac{16{,}2919718}{1{,}294} = 12{,}0903956 \approx 12$$

- Dari tabel 10.4, Brownell & Young, didapatkan:

Ukuran bolt = 1,50 in

Root area = 1,294 in

Bolt spacing = 3 in

Minimum radial distance = 2 in

Edge distance (E) = 1,5 in

- Bolt area diameter (c)

C = ID shell + 2 (1,415 . go + R)

Dimana :

ID shell = 113,625

go = ts = tebal shell = $\frac{3}{16}$

sehingga :

$$c = 113{,}625 + 2\left(1{,}415 \times \frac{3}{16} + 2\right)$$

$$= 118{,}1556 \text{ in}$$

- Check lebar gasket (trial)

$$\text{Lebar gasket} = \frac{N \times B_s}{\pi}$$

$$= \frac{12 \times 3}{\pi} = 11{,}4650 \quad \text{(memenuh}$$

Jadi ukuran bolt 1,5 in, dengan jumlah bolt 12 buah dapat digunakan.

- Diameter luar flange

OD = bolt area diameter + 2E

= 118,155625 + 3

= 121,155625

$$\frac{P_{tot}}{Root\ Area} = \frac{16,3410718}{1,294} = 12,6000926 = 12$$

- Dari tabel 10.4 Shigley-Mech. Eng. diperoleh:

Effective area = 1,29 in

Root area = 1,294 in

Bolt spacing = 3 in

Minimum radial distance = 2 in

Edge distance (E) = 1,5 in

- Bolt area diameter (c)

C = ID shell + 2 (1,415 . gn + E)

Diameter :

ID shell = 113,025

gn = 10 = total bolt = $\frac{3}{16}$

substitusi :

c = 113,025 + 2 (1,415 x $\frac{3}{16}$ + 1,5)

= 115,1356 in

- Torsi labor gasket (trial)

Torsi gasket = $\frac{M \times B}{2}$

$$= \frac{12 \times 3}{2} = 17,4630 \text{ (momentum)}$$

Jadi ukuran bolt 1,5 in, dengan jumlah bolt 12 buah dapat digunakan.

- Diameter luar flange

OD = bolt area diameter + 2E

= 115,1356025 + 3

= 121,1356025

- Check lebar gasket

Ab actual = jumlah bolt x root area

= 12 x 1,294

= 15,528 in^2

- Lebar Gasket minimum adalah : $= \dfrac{Ab\ actual\ x\ f}{2 . \pi . y . G}$

$$= \frac{15,528 \times 20000}{2 \times \pi \times 9000 \times 114,25}$$

= 0,0481 in < 0,125 in

Jadi lebar gasket 0,125 in telah memenuhi.

d. Perhitungan moment

Untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan dalam) pers. 12.94, hal. 242, Brownell & Young,

$$W = \frac{(A_{m1} + Ab)\ fa}{2}$$

$$= \frac{(16,2920 + 15,528) \times 16250}{2} = 258537,271 \text{ lb.in.}$$

Radial distance dari gasket load reacton to bolt circle (h_G) adalah

hG = ½ (c – G)

= ½ (118,15563 - 114,25)

= 1,9528 in

- Moment (M_a)

Ma = W . hG

= 258537,2712 x 1,9528125

= 504874,815 $lb . in^2$

- Check lebar gasket

Ab actual = jumlah bolt x root area

= 12 x 1.294

= 15.528 in^2

- Lebar Gasket minimum adalah : $= \dfrac{Ab\ actual \times f}{2 \cdot \pi \cdot y \cdot G}$

$$= \frac{15.528 \times 20000}{2 \times \pi \times 9000 \times 114.25}$$

= 0.0481 in < 0.125 in

Jadi lebar gasket 0.125 in telah memenuhi.

d. Perhitungan moment

Untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan dalam) pers. 12.94, hal. 242, Brownell & Young.

$$W = \frac{(A_m + Ab)\ f_b}{2}$$

$$= \frac{(16.2920 + 15.528) \times 16250}{2} = 258537.271\ lb.in.$$

Radial distance dari gasket load reaction to bolt circle (b_o) adalah

$bo = R_3 (c - G)$

$= R_3 (18.15565 - 114.25)$

= 1.9525 in

- Moment (M_a)

$Ma = W \cdot bo$

$= 258537.2712 \times 1.952812 5$

= 504874.815 $lb.in^2$

- Untuk keadaan moment pada kondisi operasi

  $W = W_{m2}$ = 403588,1250 lb . in.

- Hydrostatic and force pada daerah dalam flange (H_D) dimana harga H_D adalah :

  $H_D = 0,785 . B^2 . P$

  Dimana :

  B = diameter luar shell = 114 in

  P = tekanan operasi = 19,105 psi = 4,405 psig

  Maka :

  $H_D = 0,785 \times 114^2 \times 4,405$

  = 44939,1933

- Radial distance dari bolt circle (h_G) pada H_D adalah:

  $$h_D = \frac{(c - B)}{2}$$

  $$= \frac{(118,155625 - 114)}{2} = 2,0778 \text{ in}$$

- Moment (M_D)

  $M_D = H_D . h_D$

  = 44939,1933 x 2,0778125

  = 93375,21758 lb . In^2

  $H_G = W - H$

  = 403588,1250 - 44939,1933

  = 358648,9317 lb . in

- Moment (M_G)

$M_G = H_G \cdot h_G$

$= 358648{,}9317 \times 1{,}9528$

$= 700374{,}1169$ lb . in

- $HT = H - HD$

$= 315955{,}578 - 44939{,}1933$

$= 271016{,}3847$ lb . in.

- $hT = \dfrac{(h_D + h_G)}{2}$

$= \dfrac{(2{,}0778 + 1{,}9528)}{2}$

$= 2{,}01531$

- Moment (M_T)

$M_T = HT \times hT$

$= 271016{,}3847 \times 2{,}0153125$

$= 546182{,}7078$ lb . in.

- Jadi total moment (M_O) pada keadaan operasi

$M_O = M_D + M_G + M_T$

$= 93375{,}21758 + 700374{,}1169 + 546182{,}708$

$= 1339932{,}0423$

Karena $M_a < M_O$, maka $M_{max} = M_O = 1339932{,}0423$ lb . in^2

e. Perhitungan tebal flange

Dari pers. 12.85, brownell & Young, hal. 239

$$t = \left(\frac{y \cdot M_O}{f \cdot B}\right)^{1/2}$$

- Momen (M_0)

$M_0 = H_0 \cdot h_0$

$= 2886442,0317 \times 1,9528$

$= 700374,1109$ lb . in

- $HT = H - HD$

$= 3159253,578 - 449439,1923$

$= 2710814,3847$ lb . in.

- $Ht = \dfrac{(h_0 + h_{0-1})}{2}$

$= \dfrac{(2,0778 + 1,9528)}{2}$

$= 2,0153$

- Momen (M_1)

$M_1 = HT \times Ht$

$= 2710814,3847 \times 2,0153125$

$= 3461842,7078$ lb . in.

- Jadi total momen (M_0) pada kondisi operasi

$M_0 = M_0 + M_0 + M_1$

$= 9237213,1758 + 700374,1109 + 3461842,708$

$= 13399429,0425$

Karena $M_0 < M_0$ maka $M_{max} = M_0 = 13399429,0425$ lb . in

c. Perhitungan tebal flange

Dari pers. 12.85, Brownell & Young, hal. 249

$t = \left(\dfrac{3 \cdot M_0}{E \cdot B} \right)^{1/2}$

Dimana : K = A / B.

A = diameter luar flange = 121,1556 in

B = diameter luar shell = 114 in

Maka K $= \dfrac{121,1556}{114} =$ 1,0628

Dengan menggunakan fig. 12.22 (Brownell, hal 238) dan harga K 1,0628

didapatkan harga y = 35

$$t = \sqrt{\frac{35 \,.\, (828261,168 \quad 3)}{17.700 \,.\, (144)}} = 4,2895 \approx 4 \text{ in}$$

flange dengan tebal 4 in

f. Perhitungan las nozzle terhadap dinding tutup

- Las nozzle untuk gas masuk

  karena 3 nozzle untuk gas masuk ukurannya sama yaitu 10 in sch 60

  dengan tebal n = 0,375

- Tebal shell = 0,1875 - Untuk t dan n < 0,375

Dan n > t maka $(t_1 + t_2)_{min}$ = 1,25 t + 0,1 n

$(t_1 + t_2)_{min}$ = 1,25 (0,1875) + 0,1 (0,375)

= 0,271875 in ≈ 5/ 16 in

Jadi ditetapkan tebal las t_1 dan t_2 = 0,3125 in.

Dari hasil perhitungan di atas dapat disimpulkan

- Flange

Bahan = High – Alloy SA 240 grade M tipe 316

Tebal = 4 in

OD = 121,1556 in

Type flange = Ring Hange Loss Type.

Dimensi : K = A / B.

A = diameter luar flange = 12 1/2 in

B = diameter luar shell = 114 in

$$\text{Nilai } K = \frac{12\ 1/2}{114} = 1.1025$$

Dengan menggunakan fig. 12.22 (Brownell, hal 338) dan harga K 1.1025

diperoleh harga y = 35

$$t = \sqrt{\frac{y \cdot P \cdot (114)}{f}} = 1.3798 = 4 \text{ in}$$

Flange dengan tebal 4 in

2. Perhitungan lubang baut untuk flange dinding tangki

- 1 in nozzle untuk gas masuk

Dipakai 3 nozzle untuk gas masuk dengan ukuran pipa 10 in sch 80

dengan tebal n = 0.375

- Tebal shell = 0.1875 Untuk tebal n < 0.375

Dari n = 1 maka (r = 15 hm = 1.25 (0.1 n

(t = 1 hm = 1.25 (0.1875) = 0.1 (0.375)

= 0.27188 in = 5/16 in

Jadi diameter tebal lubang dinding = 0.1125 in.

Dari hasil perhitungan di atas dipar diskusikan

- Flange

Tebal = (Hyd - Alloy SA 240 grade M tipe 316

Detail = 4 in

OD = 12 1/2 in

Type flange = Ring flange Loose Type.

neck dengan dimensi :

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	1	4 1/4	9/16	2	1 15/16	1.32	2 3/16	1.05
B	1,5	5	1 1/16	2 7/8	2 9/16	1,9	2 7/16	1,61
C	1	4 1/4	9/16	2	1 15/16	1.32	2 3/16	1.05
D	1	4 1/4	9/16	2	1 15/16	1.32	2 3/16	1.05
E	2	6	3/4	21	19 7/8	18	5 1/2	17,25

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 pada base, in

K : Diameter hubungan pada welding, in

L : Panjang hubungan, in

B : Diameter dalam flange, in

Spesifikasi Kolom Destilasi :

1. Silinder

- Diameter dalam : 180,38 in
- Diameter luar : 181,00 in
- Tinggi : 275,5089 in
- Tebal : 5/16 in
- Bahan konstruksi : High alloy Steel SA-240 grade B

2. Tutup Atas dan Tutup Bawah

- Crown radius : 180,38 in
- Tinggi : 30,48 in
- Tebal : 5/16 in
- Bahan konstruksi : High alloy Steel SA-240 grade B

3. Tray

- Jumlah Tray	:	10 tray
- *Tray spacing*	:	15 in
- Susunan Pitch	:	Segitiga
- Bahan konstruksi	:	High alloy Steel SA-240 grade B

4. Downcomer

- Lebar (Wd)	:	0,76375 in
- Luas	:	60,0218 in
- Bahan konstruksi	:	High alloy Steel SA-240 grade B

5. Nozzle

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

29. Kondensor (E-115C)

Fungsi : Untuk menguapkan sebagian hasil bawah MD III (D-150)

Jumlah : 1 buah

Tipe : Kondensor horizontal

Direncanakan :

- ukuran 3/4 in , 16 BWG
- Susunan square pitch
- Pt = 1 in
- Rd = 0,0035 jam.ft^2.^{0}F/Btu
- ΔP air = 10 psi
- ΔP uap = 2 psi

Perhitungan :

1. Neraca massa dan panas

Dari APP B diketahui panas pada kondensor :

Q = 345.680,5028 kkal/jam.

Q = 1.371.770,853 Btu/jam

Dari App A diketahui massa (M) masuk kondensor :

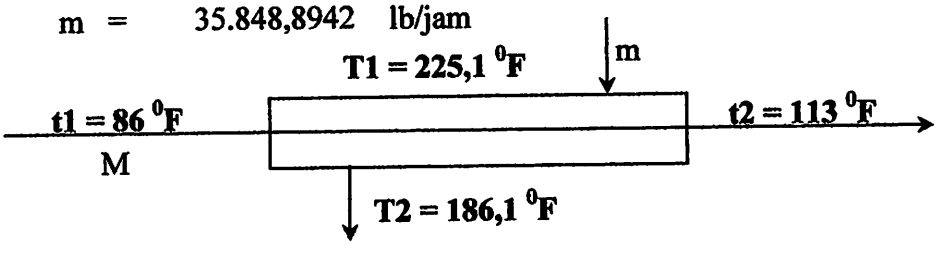
M = 28.907,8027 kg/jam

M = 63.730,7199 lb/jam

Dari APP B di ketahui kebutuhan brine pendingin :

m = 16.260,8042 kg/jam

m = 35.848,8942 lb/jam



2. Perhitungan ΔTLMTD

t_1(brine pendingin) masul = 30 °C = 86 °F

t_2(brine pendingin) kelua = 45 °C = 113 °F

T_1 (gas kondensor I) masuk = 107,26 °C = 225,07 °F

T_2 (gas kondensor II) keluar = 85,59 °C = 186,06 °F

Δt_1 = 225,07 - 113 = 112,07 °F

Δt_2 = 186,06 - 86 = 100,06 °F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{Ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)} = \frac{(112,07 - 100,06)}{\ln\left[\frac{112,07}{100,06}\right]}$$

$= 105,95$ °F

3. Suhu kaloric

$Tc = ½ (T_1 + T_2) =$ 205,57 °F

$tc = ½ (t_1 + t_2) =$ 106,07 °F

4. Menghitung U_D

Untuk kondensor dengan pendingin brine nilai Ud = 40 - 100

Trial $U_D =$ 80 BTU/jam.ft2.0F

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{1.371.770,85}{80 \times 105,95} = 161,8392481 \text{ ft}^2$$

$$Nt = \frac{A}{a'' \times l} = \frac{161,8392}{0,1963 \times 12} = 68,7040$$

Dari Kern tabel 9 hal 842 susunan square pitch didapatkan :

$\frac{3}{4}$ in OD, 16 BWG, $P_T = 1$ in, susunan didapatkan Nt standart = 69 buah

n = 4, IDs = 15,25 in.

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Nt \times U_D}{Nt \text{ standart}} = \frac{68,70 \times 80}{69}$$

$= 79,6569$ Btu/jam.ft2.oF

U_D koreksi < U_D trial, maka U_D memenuhi

Kesimpulan sementara rancangan HE ;

1. Bagian shell : type H.E 2-4,IDs = 15,25 in, n'= 2, B = IDs, de = 0,95
2. Bagian tube : di = 0,620 in, do = ¾ in, n = 4, $P_T = 1$, L = 12

a' = 0,302, a" = 0,1963, c' = 0,25, Nt = 69 buah

Evaluasi perpindahan panas

Shell (bahan)	Tube (brine)
5. $a_s = \frac{IDS \times C' \times B}{n' \times Pt \times 144}$	5. $a_t = \frac{a' \times Nt}{n \times 144}$
$a_s = 15,25 \times 0,25 \times 15,25$	$a_t = 0,302 \times 69$

$a_s = \frac{2 \times 1 \times 144}{0,2019}$ ft^2	$a_t = \frac{4 \times 144}{0,0362}$ ft^2
$G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{63.730,7199}{0,2019}$	$Gt = \frac{m}{a_t} = \frac{35.848,89}{0,0362}$
= 315.690,5751	= 990.928,26
pada Tc = 205,565 ^{0}F	pada tc = 106,07 ^{0}F
didapat	didapat
μ = 1,2805 cp *(Yaws,Chem.Eng)*	μ = 3,6 cp *(kern, 804)*
$Nre = \frac{de \times Gs}{\mu \times 2,42}$	$Nre = \frac{di \times Gt}{\mu \times 2,42}$
$= \frac{0,95 \times 315.690,5751}{1,2805 \times 2,42}$	$= \frac{0,62 \times 990.928,26}{3,6 \times 2,42}$
= 96.784,6846	= 70.520,6060
6. JH = 190 *(kern, hal, 838)*	6. JH = 130 *(kern, hal, 834)*
7. $ho = JH \frac{k}{de}\left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	$hi = JH \frac{k}{de}\left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$
Cp = 1,62 *(Yaws, Chem. Eng)*	Cp = 0,79 *(Yaws, Chem. Eng)*
μ = 1,2805 *(Yaws, Chem. Eng)*	μ = 3,60 *(Yaws, Chem. Eng)*
k = 0,0250 Btu/j.ft^2.°F/ft *(Yaws, Chem. Eng)*	k = 0,3300 Btu/j.ft^2.°F/ft *(kern, hal, 800)*
ho = 414,8664	hi = 389,1789

8. $Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$ ⟶ $hio = hi \times \frac{di}{do} = 321,7213$

$$Uc = \frac{321,7213 \times 414,8664}{321,7213 + 389,1789}$$

$$= 187,7497$$

9. Mencari faktor kekotoran pipa terpakai (Rd)

$$Rd = \frac{Uc - U_D}{Uc \times U_D}$$

$$R\,d = \frac{187{,}7497 - 79{,}6569}{187{,}7497 \times 79{,}6569}$$

$= 0{,}0072 > 0{,}0035$

Rd > Rd ketetapan (memenuhi)

Evaluasi ΔP	
Shell	**Tube**
1. Nre = 96.784,6846 Dari *Kern, fig 29 hal 839*: f = 0,0014	1. Nre = 70.520,6060 Dari *Kern, fig 26 hal 836* : f = 0,00023
2. $\rho = \frac{144 \times P \times BM}{1545 \times (460 + T)}$ P = 1 atm = 44,088 psi BM = 372,09 ρ = 2,2973 Sg uap = $\frac{\rho}{62{,}5}$ = $\frac{2{,}2973}{6{,}25}$ = 0,3675631 $\Delta Ps = \frac{1}{2} \times \frac{f.Gs^2.IDS.(N+1)}{(5{,}2.10^{10}).de.Sg.\phi s}$ = 0,1578 = 0,1578 < 2 psi (memenuhi)	2. $\Delta P_L = \frac{f.Gt^2.n.l}{(5{,}2.10^{10}).di.Sg.\phi t}$ ΔP = 2,0174822 Dari *Kern, fig 27* $\frac{V^2}{2gc}$ = 0,020 $\Delta Pn = \frac{4n}{s_g}\left[\frac{V^2}{2gc} \times \frac{\rho}{144}\right]$ ΔPn = 0,16 ΔPt = ΔPn + ΔP1 = 0,16 + 2,0175 = 2,1775 = 2,1775 < 10 psi (memenuhi)

Spesifikasi peralatan :

Fungsi : Untuk mendinginkan dan mengembunkan hasil atas destilasi.

Tipe : shell and tube heat exchanger

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 Grade B

Dimensi :

$$R_d = \frac{132{,}747 - 70{,}650}{187{,}747 \times 70{,}650}$$

$$= 0{,}0077 \quad > \quad 0{,}0053$$

R_d > R_d kerusakan (memenuhi)

Evaluasi ΔP	
Shell	**Tube**
1. Re_s = 90,794,5616 Dari Kern, fig.29 hal 839 : f = 0.0014	1. Re_t = 70,320,6066 Dari Kern, fig.26 hal 838 : f = 0.00017
2. $\Delta P = \frac{f \times G^2 \times D \times L}{5.22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi}$	2. $\Delta P = \frac{f \times G^2 \times D \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times D \times s \times \phi}$
T = 1 atm = 14,696 psi ΔP_{tot} = 27.2.09 ρ = 2.2072	ΔP = 2.01754E-05 Dari Kern, fig.27 $\frac{V^2}{2g}$ = 0.0750
Sg uap = $\frac{\rho_s}{\rho_{air}}$ = $\frac{2.2072}{0.25}$ = 0.8827931	$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \times \frac{V^2}{2g} \times \frac{\rho}{\rho_{air}}$ ΔP_r = 0.16
$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi}$ = 0.1278 = 0.1278 < 2 psi (memenuhi)	ΔP_T = ΔP_t + ΔP_r = 0.16 < 2.0175 = 2.1775 = 2.1775 < 10 psi (memenuhi)

Spesifikasi peralatan :

Fungsi : Untuk mendinginkan dan mengembunkan hasil atas destilasi.

Type : shell and tube heat exchanger

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 Grade B

Dimensi :

IDS = 15,25 in

OD = ¾ in

L = 12 ft

Nt = 69 buah

Jumlah : 1 buah

30. Akumulator (F-153)

A. Dasar perancangan

Fungsi : Untuk menampung sementara kondensat dari kondensor MDII (E-152)

Type : Horizontal akumulator

Bahan konstruksi	:	*SA-167 grade 3 type 304*
Stress di ijinkan	:	16000
Tipe pengelasan	:	DWBJ (E = 0,80)
faktor korosi	:	2/16 in
Ditetapkan Ls	:	3Di
waktu tinggal	:	5 menit
kapasitas	:	169,9562 kg/jam = 374,68873 lb/jam
Suhu Operasi	:	30 °C
Tekanan Operasi	:	1 atm = 14,696 psia
Densitas campuran	:	55,0968 lb/ft^3

B. Menghitung volume tangki

Volume larutan selama waktu tinggal 1 hari

$$V_L = \frac{\text{massa liquid}}{\rho_{liquida}}$$

$$= \frac{374,689}{55,0968}$$

$$= 6,8006 \ ft^3 = 0,1926 \ m^3$$

C. Menentukan volume tangki (V_T)

Asumsi : Methacrolein pada storage mengisi 80 % dari volume *storage* total sehingga volume ruang kosong pada storage sebesar 20 %.

V_T = VRK + VL

V_T = 20 % V_T + 0,1926 m^3

V_T = 0,2266 m^3 = 8,0007 ft^3

D. Menentukan diameter tangki (di)

Perbandingan tinggi silinder (Ls) dengan diameter tangki (di) adalah

Ls/Di = 3

30. Silencer (4-183)

A. Gaser permanent

Fungsi : Untuk menurunkan tekanan kondensat dari kondenser 4-D01

(B-182)

Type : Horizontal silencer

Bahan konstruksi : SS-400 grade 3 type JIS

Sisi di dalam : Isolasi

Tipe pengelasan : DPW-93 (t = 6.50)

Jenis konsi : Zinc in

Diameter Luar : 30 inch

Volume tangki : 3 meter

Kapasitas : 100,000 kg/jam = 374.6283 lb/jam

Sudut Operasi : 30 °C

Tekanan Operasi : 1 atm = 14.696 psia

Densitas campuran : 55.0966 lb/ft^3

B. Menghitung volume tangki

Volume bagian volume cairan tangki + isi

$$V_t = \frac{\text{massa fluida}}{\rho_{campur}}$$

$$= \frac{374.6283}{55.0966}$$

$$= 6.8006 \text{ ft}^3 = 0.1926 \text{ m}^3$$

C. Menentukan volume tangki (V_t)

Asumsi : Maksimum-nilai pada storage mengisi 80 % dari volume storage total

sehingga volume ruang kosong pada storage sebesar 20 %.

$$V_t = VKK + VL$$

$$V_t = 20\% \, V_t + 0.1926 \text{ m}^3$$

$$V_t = 0.2406 \text{ m}^3 = 8.5007 \text{ ft}^3$$

D. Menentukan diameter tangki (di)

Perbandingan tinggi silinder (Ls) terhadap diameter tangki (di) adalah

$$Ls/Di = 3$$

$VT = Vsilinder + 2\ Vdished$

$= (0{,}25 \cdot \pi \cdot Di^2 \cdot Ls) + 2(0{,}0847 \cdot Di^3)$

$8{,}0007 = 2{,}5244\ di^3$

$di^3 = 3{,}1693$

$di = 1{,}4689\ ft = 17{,}6267\ in = 0{,}4477\ m$

E. Menentukan tinggi liquid dalam silinder (hL)

- $V_{liquid} = \frac{\pi}{4} \cdot di^2 \cdot Ls$

$$0{,}1926 = \frac{3{,}14}{4} \times 2{,}1576 \times Ls$$

$Ls = hL = 0{,}1137\ m = 0{,}37\ ft$

F. Menentukan tekanan desain

$$P_{hidrostatis} = \frac{\rho(HL - 1)}{144} + P_{operasi}$$

$$= \frac{1{,}0000 \times [0{,}37 - 1]}{144} + 14{,}7$$

$$= 14{,}6956$$

(pers. 3-17 hal. 46 Brownell & Young)

G. Menentukan tebal tangki (t_s)

Jika tekanan yang berpengaruh pada tangki sudah didapat maka tebal silinder dapat dirancang dimana dasar rancangannya adalah sebagai berikut :

Tipe pengelasan : *Double Welded Butt Joint*

Stress diijinkan (f) : 16000

Faktor pengelasan (E) : 0,80

Faktor korosi (C) : 2/16

- $ts = \frac{pi \cdot di}{2(f \cdot E - 0{,}6 \cdot pi)} + C$ (Brownell and Young, 1959)

$$= \frac{14{,}696 \times 17{,}6267}{2 \times 12650 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 14{,}696} + \frac{2}{16}$$

$$ts = 0{,}0753 + \frac{2}{16} = 0{,}2003 = \frac{3}{16}$$

$$V_T = V_{piston} + V_{chambre}$$

$$= (0,24 \times 0,24^2 \times \pi) + 270,0667 \quad (m^3)$$

$$8,0007 = 2,2644 \quad d_p^3$$

$$d_p^3 = 3,5325$$

$$d_p = 1,5230 \quad m = 1,5230 \times 10 = 15,2307 \quad cm$$

E. Mesure du jeu entre piston et chambre (Jc) :

$$V_{mort} = \frac{\pi}{4} \cdot d_p^2 \cdot Jc$$

$$0,1920 = \frac{3,14}{4} \times 1,5230 \times Jc$$

$$Jc = 0,1127 \quad m = 0,12 \quad m$$

F. Volume du tube de jeu (Vj) :

$$V_{jeu\,max} = \frac{\pi \cdot D \cdot Jc}{4 \times 4} = V_{jeu\,max}$$

$$= \frac{3,1416 \times 0,27 \times 0,12}{4 \times 4} = 0,0127$$

$$= 12,6936$$

G. Mesure du total angle (α) :

Dans la chaîne cinématique de la pompe à piston, le rapport entre l'angle de rotation du vilebrequin et l'angle de rotation du piston est appelé rapport de la bielle :

Type pompe : Pompe Triplex du Jeune

Course effective (l) : 1,6000

Facteur pompe (K) : 0,30

Facteur bielle (R) : 2,16

$$\alpha = \frac{l \cdot K}{2 \cdot R \cdot (1 - K)} = \alpha$$

Mesure du angle 1994

$$= \frac{1,6000 \times 1,0,30}{2 \times 2,160 \times 0,8 - 0,3 \times 1,6000} = \frac{2}{16}$$

$$\alpha = 0,0732 = \frac{2}{16} = 0,0625 = \frac{1}{16}$$

- Standardisasi do :

Do = di + (2 × ts)

$$Do = 17{,}63 + 2 \times \frac{3}{16}$$

Do = 18,0017 in

Berdasarkan brownell and Young, tabel 5-7, hlm.89 diperoleh :

do = 20 in = 240 ft = 0,5080

di = do - 2 ts

di = 20 - 0,375

di_{baru} = 19,6250 in = 1,6354 ft

Cek hubungan Ls dengan di :

V_{total} = Vtutup bawah + Vtutup bawah + Vsilinder

$$8{,}00\ ft^3 = 0{,}0847\ di^3 + 0{,}0847 \cdot di^3 + \frac{\pi}{4} \cdot di^2 \cdot Ls$$

8,00 ft^3 = 0,741 + 2,100 Ls

7,26 ft = 2,100 Ls

= 3,458 ft > 3 (memenuhi)

= 41,4928 in = 1,054 m

H. Menentukan tebal tutup atas dan bawah (th)

Bentuk tutup atas dan bawah adalah standard dished head, sehingga tha = thb

syarat r = di = 19,6250 in

$$tha = \frac{0{,}885 \cdot pi \cdot r}{(f \cdot E - 0{,}1 \cdot pi)} + C$$

$$tha = \frac{0{,}855 \times 14{,}6956 \times 19{,}6250}{16000 \times 0{,}8 - 0{,}1 \times 14{,}6956} + \frac{2}{16}$$

= 0,1502 in = 0,0038 m

= 3/16 in

I. Menentukan tinggi tutup atas dan bawah (h)

Bentuk tutup atas dan bawah adalah standard dished head, sehingg ha = hb

Dari *Brownell and Young, fig.5-8, hlm.87* diperoleh :

- Standardfensi da :

$D_a = d_i + (2 \times t_f)$

$D_a = 17{,}03 + 2 \times \frac{3}{16}$

$D_a = 18{,}1017$ in

Bordscheiben Durchmesser und Vorsteg laut Tab. 5-2 Din 80 übernehmen :

$d_0 = 20$ in $= 2{,}50$ ft $= 0{,}5080$ m

$d_i = d_0 - 2\,t_s$

$d_i = 20 - 0{,}375$

$d_{i\,bem} = 19{,}6250$ in $= 1{,}6354$ ft

Gesamtbreite des Bandes d_i :

$V_{ges} =$ Vorsteg Bandes + Vorsteg bereich + Vollfläche

$8{,}00 \quad d_i^2 = 0{,}0844 \cdot d_i^2 + 0{,}0844 \cdot d_i^2 + \frac{\pi}{4} \cdot d_i^2 \cdot t_s$

$8{,}00 \quad d_i^2 = 0{,}3541 = 2{,}100$ ts

$7{,}26 \quad ft = 2{,}100$ ts

$= 3{,}438$ ft > 3 (mindestwert)

$= 41{,}2656$ in $= 1{,}054$ m

11. Wellenmitten relativ zueinander aus den Lagern (Hr)

Dynamic ausgeglichen den Lagern entsprechend (Radial lager), zeichnegge $h_r = h_r$

gewählt $r = d_i = 19{,}6250$ in

$$h_r = \frac{0{,}333 \cdot r_i^2}{(1 + \xi + \mu_r \cdot \varphi_r)} + r$$

$$h_r = \frac{0{,}333 \times 14{,}6936 \times 19{,}6250}{1000 \times 0{,}8 + 0{,}1 \times 14{,}6936} + \frac{2}{16}$$

$= 0{,}1752$ in $= 4{,}4538$ m

$= 3/16$ m

1. Mittenrohrbahn zuggeg ruhig aus den Lagern ab (Hr)

Dynamic ausgeglichen aus den Lagern entsprechend (Radial lager), zeichnegge $h_r = h_r$

(bei Bremsen und Kupp. Dig.5-8 Din 87) dimensioniert :

$a = \frac{di}{2}$

$b = r - \sqrt{(BC^2 - AB^2)}$

AB = di/2 – icr

BC = r – icr

$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$

h = th + b + sf

Dimana:

di = diameter dalam akumulato = 20 in

ts = tebal silinder = 3/16 in = 0,0048 m

th = tebal tutup = 3/16 in = 0,0048

Rc = crown radius = di = 19,6250 in

icr = knuckle radius = 0,06.r = 0,0369 in

$a = \frac{20}{2} = 10$ in

AB = 9,9631 in

BC = 19,5881 in

AC = 16,8651 in

b = 2,7599 in

Dari *Brownell and Young, tabel 5-6, hlm.88*, ts = 3/16 in diperoleh harga sf = 1,5 in, maka :

h = 4,4474 in = 0,1130 m

J. Menentukan panjang akumulator

$H = h_a + h_b + Ls$

H = 4,447 + 4,447 + 41,4928

H = 50,3877 in = 1,2798 m

K. Spesifikasi akumulator

Tipe	:	Horizontal drum dengan tutup standard dished
Bahan kostruksi	:	*SA-167 grade 3 type 304*
Kapasitas	:	5,00 kg/jam = 11,0231 lb/jam

$$a = \frac{d_i}{2}$$

$$b = r - \sqrt{(r - h_c)^2 - (a - r)^2}$$

$$AB = d_i/2 - h_c$$

$$BC = r - h_c$$

$$AC = \sqrt{(r - h_c)^2 - (a - r)^2}$$

$$h = (a + b + s)$$

Diketahui:

d_i = diameter dalam silinder = 20 in

t_s = tebal silinder = 3/16 in = 0,0048 m

t_h = tebal tutup = 3/16 in = 0,0048

R_c = crown radius = d_i = 19,0250 in

r_c = knuckle radius = 0,06 r_c = 0,0250 in

$$s = \frac{20}{2} = 10 \text{ in}$$

AB = 9,0621 in

BC = 19,2881 in

AC = 16,8651 in

h = 3,2799 in

Dari Brownell and Young, tabel 5-6, nilai AB/s = 0,915 in dipersiapkan harga sf = 1,5 in, maka :

h = 4,4477 in = 0,11302 m

1. Ketinggian penjang silinder

$$H = h_c + h_h + l_s$$

$$H = 4,447 + 4,447 = 11,0224$$

$$H = 30,3877 \text{ in} = 1,2708 \text{ m}$$

6. Spesifikasi silinder

Tipe	:	Horizontal dium dengan tutup ellipsoidal dikelas
Tekanan kerjanya	:	SA-167 grade 3 type 304
Kapasitas	:	5,00 kg/jam = 11,0231 lb/jam

Volume tangki (V_T)	:	0,2266	m^3
Diameter dalam (D_i)	:	0,4477	m
Diameter luar (D_o)	:	0,5080	m
Tebal silinder (ts)	:	0,0048	m
Tinggi silinder (Ls)	:	1,0539	m
Tebal tutup atas (t_{ha})	:	0,0038	m
Tebal tutup atas (t_{hb})	:	0,0038	m
Tinggi tutup atas (h_a)	:	0,1130	m
Tinggi tutup bawah h_b)	:	0,1130	m
Jumlah	:	1 buah	

31. Pompa (L-154A)

Fungsi : Memompa bahan dari destilat MD-3 menuju cooler (E-155A)

Jumlah 1 buah

Tipe : *Centrifugal pump*

- Dasar perhitungan :
- Densitas campuran = 55,0968 lb/ft^3

Viscositas campuran pada suhu (85,59 C):

C_6H_6	=	0,3109	C_8H_8	=	0,3634
C_7H_8	=	0,3124	H_2O	=	0,3500
- C_8H_{10}	=	0,3811			

Rata-rata = 0,3109 + 0,3124 + 0,3811 + 0,3634 + 0,3500

- = 0,3436 cp = 0,0002308 lb/ft.detik
- Kebutuhan campuran = 169,956 kg/jam = 374,689 lb/jam

$$\text{Debit Alir (Qp)} = \frac{\text{Kebutuhan campuran}}{\text{Densitas campuran}}$$

$$= \frac{374,69}{55,0968}$$

- = 6,8005592 ft^3/jam = 0,0019 ft^3/s

Diameter Optimum (Di opt) (peter and Timmerhauuss, hal. 525)

Di opt = $4,7\ (Qp)^{0,49}\ (\rho)^{0,14}$ in

Di opt = 0,4986 in

dipilih = 2,375 in

- Maka dipilih pipa dengan diamete 2,375 in

Dari Geankoplis App. A-5 tabel 11 hal. 892 didapatkan :

Pipa dengan D nominal 2.375 in schedule 40 ;

OD = 2,3750 in = 0,1978 ft

ID = 2,0670 in = 0,1722 ft

- A = 3,355 in^2 = 0,0233 ft^2

31. Pompa (L-155A)

Fungsi : Memompa bahan dari destilat MD-3 menuju cooler (L-155A)

Jumlah : 1 buah

Type : Centrifugal pump

- Dasar perhitungan :
- Densitas campuran = 55,0908 lb/ft^3

Viskositas campuran pada suhu (85,39 C):

C_6H_6 = 0,3109 C_7H_8 = 0,3634

C_7H_8 = 0,3124 H_2O = 0,3500

- C_8H_{10} = 0,3811

Rata-rata = 0,3109 + 0,3124 + 0,3811 + 0,3634 + 0,3500

- = 0,3436 cp = 0,0002308 lb/ft.detik
- Kebutuhan campuran = 169,956 kg/jam = 374,689 lb/jam

Debit Air (Qp) = $\frac{\text{Kebutuhan campuran}}{\text{Densitas campuran}}$

= $\frac{374,69}{55,0908}$

- = 6,8005302 ft^3/jam = 0,0019 ft^3/s

Diameter Optimum (Di opt) (peter and Timmerhaus, hal. 527)

Di opt = 4,7 $(Qp)^{0,45}$ $(\rho)^{0,13}$ in

Di opt = 0,4986 in

dipilih = 2,375 in

- Maka dipilih pipa dengan diameter 2,375 in

Dari Geankoplis App. A-5 tabel 11 hal. 892 didapatkan :

Pipa dengan D nominal 2,375 in schedule 40 :

OD = 2,3750 in = 0,1978 ft

ID = 2,0670 in = 0,1722 ft

- A = 3,355 in^2 = 0,0233 ft^2

kecepatan linear

v = Q/A

- v = $Q / (1/4 . \pi . ID^2)$

= 0,0812

$Nre = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu}$

$Nre = \frac{2,3750 \times 0,0812 \times 55,0968}{0,0002308}$

- = 46.013,35

Jenis pipa : commercial steel pipe dengan harga ε = 0,000046

Dari Geankoplis hal 88 didptkan factor friction = 0,006

ε / D = 0.000046/2.067C = 0,000233

Harga Nre 46.013,355 , sehingga aliran merupakan turbulen flow

Perencanaan :

- Tinggi head = 10 ft

Panjang pipa lurus (L) = 200 ft

4 buah elbow 90°, L/D = 35 ft

Diameter dalam = 0,1978 ft = 0,0603016 m

- Maka :

Lo1 = 4 x 35 x 0,5055 = 24,1054 ft

2 buah gate valve ; L/D = 9

Lo2 = 2 x 9 x 0,5055 = 3,0993 ft

Sehingga total panjang pipa

L+Lo = L + (Lo1 + Lo 2)

- = 200 + 24,105 + 3,0993

- = 227,2046 ft

Friksi-friksi

friksi pada pipa dari fitting (F_1)

$= \frac{2f \cdot v^2 \cdot (L - Lo)}{gc \cdot Di}$

$= \frac{0,012 \times 0,0066 \times 172,80}{32,2 \times 0,1722} = 0,0024642$

Friksi karena kontraksi dan perbesaran (F2)

$$= \frac{kc \cdot v_1^2 \cdot (v_1 - v_2)^2}{2 \cdot L \cdot gc}$$

$$= \frac{0,5 \times 0,0066 \times 0,0066}{2 \times 200 \times 32,2}$$

$$= 1,6852E\text{-}09$$

Total Friksi : F = F1 + F2

F = 0,0024642 + 1,6852E-09

= 0,00246 ft.lbf/lbm

Daya Pompa

$$W = \Delta Z\,(g/gc) + \Delta(v^2/2gc) + \Delta P(v) + F$$

$$= 25 \frac{32}{32,2} + \frac{0,0066}{64,4} + 1\,(0) + 0,00246$$

$$= 25,0026$$

$$P = \frac{Q \cdot W \cdot \rho}{550} (Hp)$$

$$= \frac{0,0019 \times 25,0026 \times 55,0968}{550}$$

$$= 0,004731$$

Bila Effisiensi pompa = 70 %(fig 2.10.1 Geankoplis hal 84)

Effisiensi motor = 88 %(fig 2.10.1 Geankoplis hal 84)

Maka : Daya Pompa = 0,0033 Hp

Daya motor = 0,0029 Hp

Jadi digunakan motor dengan daya 0,5 Hp

Frikasi karena kontraksi dan perbesaran (F2)

$$= \frac{kc \cdot v_2^2 \cdot (A_1 - A_2)}{2 \cdot L \cdot go}$$

$$= \frac{0,5 \times 0,0066 \times 0,0066}{2 \times 200 \times 32,2}$$

$$= 1,6852E\text{-}09$$

Total Frikasi : F = F1 + F2

$$F = 0.0024642 + 1,6852E\text{-}09$$

$$= 0.00246 \quad ft.lbf/lbm$$

Daya Pompa

$$W = \Delta Z\,(g/go) + \Delta(v^2/2go) + \Delta P(v) + F$$

$$= 25 \quad \frac{32}{32,2} + \frac{0,0066}{64,4} + 1\,(0) + 0,00246$$

$$= 25,0026$$

$$P = \frac{Q \cdot W \cdot \rho}{550}\,(Hp)$$

$$= \frac{0,0019 \times 25,0026 \times 55,0068}{550}$$

$$= 0,004731$$

Bila Efisiensi pompa = 70 %(fig 2.10.1 Ocean.kopis hal 84)

Efisiensi motor = 85 %(fig 2.10.1 Ocean.kopis hal 84)

Maka : Daya Pompa = 0.0033 Hp

Daya motor = 0,0039 Hp

Jadi digunakan motor dengan daya 0,5 Hp

32. Reboiler MD III (E-157)

Fungsi : Menguapkan hasil bawah MDIII dan dikembalikan lagi ke MD III

Jumlah : 1 buah

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Direncanakan :

- Pipa ukuran 3/4 in , 16 BWG
- Susunan square pitch
- Pt = 1 in
- Rd = 0,0035 jam.ft2.0F/Btu
- ΔP air = 10 psi
- ΔP uap = 2 psi

Perhitungan :

1. Neraca massa dan panas

Dari APP B diketahui panas pada kondensor :

Q = 382.218,834 kkal/jam

Q = 1.516.766,64 Btu/jam

Dari App A diketahui massa (M) masuk kondensor :

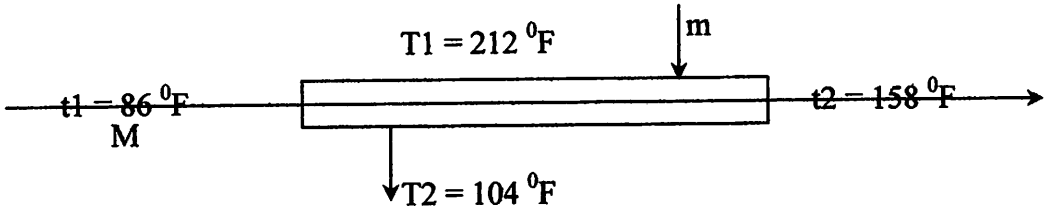
M = 156,7438 kg/jam

M = 345,5604 lb/jam

Dari APP B di ketahui kebutuhan air pendingin :

m = 0,82 kg/jam

m = 1,82 lb/jam



2. Perhitungan ΔTLMTD

t1 (steam) masuk	=	200	°C	=	392	°F
t2 (steam) keluar	=	70	°C	=	158	°F
T1 (bahan masuk reboiler)	=	107,6	°C	=	225,68	°F

T2 (bahan keluar reboiler) = 99,45 °C = 211,01 °F

$\Delta t1$ = 225,68 - 158 = 67,68 °F

$\Delta t2$ = 392 - 211,01 = 180,99 °F

$$\Delta TLMTD = \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{Ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)} = \frac{67,68 - 180,99}{\ln \frac{67,68}{180,99}}$$

= 115,19 °F

3. Suhu kaloric

Tc = ½ (T1 + T2) = 218,35 °F

tc = ½ (t1 + t2) = 124,34 °F

4. Menghitung UD

Untuk cooler dengan pendingin air nilai Ud = 75 - 150

Trial UD = 110 BTU/jam.ft2.0F

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{1.516.766,64}{110 \times 115,19} = 119,701312 \ ft^2$$

$$Nt = \frac{A}{a'' \times l} = \frac{119,7013}{0,1963 \times 12} = 50,8156$$

Dari Kern tabel 9 hal 842 susunan square pitch didapatkan :

$\frac{3}{4}$ in OD, 16 BWG, PT = 1 in, susunan didapatkan Nt standart = 51

n = 2, IDs = 17,25 in.

$$UD\ koreksi = \frac{Nt \times U_D}{Nt\ standart} = \frac{50,82 \times 110}{51}$$

= 109,6024 Btu/jam.ft2.oF

UD koreksi < UD trial, maka UD memenuhi

Kesimpulan sementara rancangan HE ;

1. Bagian shell : type H.E 1-2, IDs = 17,25 in, n' = 1, B = 9,de = 0,95
2. Bagian tube : di = 0,620 in, do = ¾ in, n = 2, PT = 1, L = 12

a' = 0,302, a" = 0,1963, c' = 0,25, Nt = 166 buah

Evaluasi perpindahan panas	
Shell (bahan)	**Tube (air)**
5. $a_s = \frac{IDS \times C' \times B}{n' \times Pt \times 144}$	5. $a_t = \frac{a' \times Nt}{n \times 144}$
$as = \frac{15,25 \times 0,25 \times 8}{2 \times 1 \times 144}$	$at = \frac{0,302 \times 51}{4 \times 144}$
as = 0,1059 ft2	at = 0,0267 ft2
$G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{345,5604}{0,1059}$	$Gt = \frac{m}{a_t} = \frac{1,82}{0,0267}$
= 3.262,9967	= 68,0129
pada Tc = 218,35 °F	pada tc = 124,335 °F
didapat	didapat
= 0,3911 cp (Yaws,Chem.Eng)	= 0,9467 cp (kern, 82
$Nre = \frac{de \times Gs}{\mu \times 2,42}$	$Nre = \frac{di \times Gt}{\mu \times 2,42}$
$= \frac{0,95 \times 3.262,9967}{0,3911 \times 2,42}$	$= \frac{0,62 \times 68,012}{0,9467 \times 2,42}$
= 3.275,19	= 18,4058
6. JH = 35 (kern, hal, 838)	6. JH = - karena fluidanya ai
7. $ho = JH \frac{k}{de}\left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	7. Menghitung harga koefisian film perpindahan panas
Cp = 118,19 (Yaws, Chem. Eng)	$v = \frac{Gt}{3600 \times 62.5}$
μ = 0,3911 (Yaws, Chem. Eng)	$v = \frac{68,0129}{3600 \times 62,5}$
k = 0,3010 Btu/j.ft2.°F/ft (Yaws, Chem. Eng)	v = 0,0003 ft/s
ho = 1.703,064	hi dicari pada gambar 25 halaman 835 kern dan dilakukan koreksi

	hi = 465 btu/hr ft^2 °F hio = hi $\frac{di}{do}$ hio = 465 x $\frac{0,62}{0,75}$ hio = 384,4

8. $Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$

$$Uc = \frac{384,4000 \times 1.703,0641}{384,4000 + 1.703,0641}$$

$= 313,6139$

9. Mencari faktor kekotoran pipa terpakai (Rd)

$Rd = \frac{Uc - U_D}{Uc \times U_D}$

$$R\,d = \frac{313,6139 - 109,6024}{313,6139 \times 109,6024}$$

$= 0,00593526 > 0,0035$

Rd > Rd ketetapan (memenuhi)

Evaluasi ΔP	
Shell	**Tube**
1. Nre = 3.275,1942 Dari Kern, fig 29 hal 839: f = 0,0016	1. Nre = 18,4058 Dari Kern, fig 26 hal 836 : f = 0,00018

2. $\rho = \frac{144 \times P \times BM}{1545 \times (460 + T)}$ P = 1atm = 15 psi BM = 106 ρ = 0,2140 Sg uap = $\frac{\rho}{62,5}$ = $\frac{0,2140}{6,25}$ = 0,0342 $\Delta Ps = \frac{1}{2} \times \frac{f.Gs^2.IDS.(N+1)}{(5,2.10^{10}).de.Sg.\phi s}$ = 0,0002 = 0,0002 < 2 psi (memenuhi)	2. $\Delta P_L = \frac{f.Gt^2.n.l}{(5,2.10^{10}).di.Sg.\phi t}$ ΔP = 7,4379E-09 Dari Kern, fig 27 $\frac{V^2}{2gc}$ = 0,0 $\Delta Pn = \frac{4n}{s_g}\left[\frac{V^2}{2gc} \times \frac{\rho}{144}\right]$ ΔPn = 0,1760 ΔPt = ΔPn + ΔP1 = 0,1760 + 7,4E-09 = 0,1760 = 0,176 < 10 psi (memenuhi)

Spesifikasi peralatan :

Fungsi : mendinginkan hasil dari Waste Heat Boiler (E-124B)

Tipe : shell and tube heat exchanger

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 Grade B

Dimensi :

IDS	=	15,25	in
OD	=	¾	in
L	=	12	ft
Nt	=	51	buah
Jumlah	=	1	buah

33. Pompa (L-145B)

Fungsi : Memompa bahan dari bottom MD-3 menuju cooler (E-155B)

Jumlah 1 buah

Tipe : *Centrifugal pump*

Dasar perhitungan:

- Densitas campuran (99.45°C) = 54,6007 lb/ft^3
- Viscositas campuran :

C_6H_6	=	0,2621	C_8H_8	=	0,2987
C_7H_8	=	0,2900	H_2O	=	0,2700
C_8H_{10}	=	0,3408			

- Rata-rata = 0,2621 + 0,2900 + 0,3408 + 0,2987 + 0,2700

  = 0,2923 cp = 0,0001964 lb/ft.detik
- Kebutuhan campuran= 9.586,08 kg/jam = 21.133,66 lb/jam
- Debit Alir (Qp) = $\frac{\text{Kebutuhan campuran}}{\text{Densitas campuran}}$

  $= \frac{21.133,66}{54,6007}$

  = 387,0585 ft^3/jam = 0,1075 ft^3/s
- Diameter Optimum (Di opt) (peter and Timmerhauuss, hal. 525)

  Di opt = $3,9\ (Qp)^{0,45}\ (\rho)^{0,19}$ in

  Di opt = 9,4836 in

  dipilih = 10 in

  Maka dipilih pipa dengan diameter 10 in

- Dari Kern tabel 11 hal. 844 didapatkan :

  Pipa dengan D nominal 10 in schedule 40 ;

  OD = 10 in = 0,8333 ft

  ID = 10,02 in = 0,8350 ft

  A = 78,8 in^2 = 6,57 ft^2

- kecepatan linear

  v = Q/A

  v = $Q / (1/4 \cdot \pi \cdot ID^2)$

23. Pompa (L-4528)

Fungsi : Memompa bahan dari bottom MD-3 menuju cooler (E-1528)

Jumlah : 1 buah

Tipe : Centrifugal pump

Laju perhitungan:

- Densitas campuran (90,46°C) = 54,0907 lbm/ft^3
- Viskositas campuran :

C_6H_6 = 0,3021 C_6H_5 = 0,2987

C_6H_5 = 0,2986 H_2O = 0,0026

C_6H_6 = 0,4008

- Faktor-cam = 0,3021 + 0,2986 + 0,3108 = 0,3987 = 0,2788

= 0,0001784 lb-ft/detik

- Laju massa campuran = 9.780,08 kg/jam = 21.132,66 lb/jam
- Laju Alir (Qp) = $\frac{\text{Massa campuran}}{\text{Densitas campuran}}$

$$= \frac{21.132,66}{54,0907}$$

= 390,7666 ft^3/jam = 0,1085 ft^3/s

- Diameter Optimum (Di opt) (pers. 1 Peters and Timmerhaus hal. 496)

Di opt = 3,9 (Qp)^{0,45} (ρ)^{0,13} in

Ini opt = 6,4894 in

digitik = 10 in

Maka digitik pipa dengan diameter 10 in

- Dari Kern tabel 11 hal. 844 didapatkan :

Pipa dengan 1) nominal 10 in schedule 40 :

(D) = 10 in = 0,8333 ft

ID = 10,020 in = 0,8350 ft

A = 78,8 in^2 = 0,547 ft^2

- Kecepatan linear

v = Q/A

= 0,1085 / 0,547

= 0,1964

- Nre = $\frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu}$

Nre = $\frac{0,8350 \times 0,1964 \times 54,6007}{0,0001964}$

= 45598,742

Jenis pipa : commercial steel pipe dengan harga ε = 0,000046

- Dari kern fig 3.11 hal 53 didptkan factor friction = 0,00047

ε / D = 0,000055

Harga Nre 45.598,7424 , sehingga aliran merupakan turbulen flow

Perencanaan :

Tinggi head = 5 ft

Panjang pipa lurus (L) = 100 ft

- 3 buah elbow 90°, L/D = 10 ft

Diameter dalam = 0,8350 ft

Maka :

Lo1 = 3 x 10 x 0,8350 = 25,0500 ft

- 2 buah gate valve ; L/D = 9

Lo2 = 2 x 9 x 0,8350 = 15,0300 ft

Sehingga total panjang pipa

L+Lo = L + (Lo1 + Lo 2)

= 100 + 25,050 + 15,030

= 140,0800 ft

- **Friksi-friksi**
- friksi pada pipa dari fitting (F_1)

= $\frac{2f \cdot v^2 \cdot (L - Lo)}{gc \cdot Di}$

= $\frac{0,00094 \times 0,0386 \times 60}{32,2 \times 0,8350}$

= 8,084E-05

= 0.1904

- $Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu}$

$Re = \frac{0.8350 \times 0.1904 \times 54.6907}{0.000964}$

= 45598.342

Jenis pipa : commercial steel pipe dengan bahan e = 0.000046

- Dari kurva fig 2.11 hal 53 diketahui harga friksion = 0.0184

e/D = 0.00024

Harga Re 45.598,3424 , sehingga aliran merupakan turbulen flow

Perencanaan :

Tinggi level = 5 ft

Panjang pipa lurus (Lp) = 100 ft

- 3 buah elbow 90° L/D = 30 ft

Diameter dalam = 0.8350 ft

Maka :

Lel = 3 x 30 x 0.8350 = 25.0500 ft

- 3 buah gate valve : L/D = 7

Leg = 3 x 7 x 0.8350 = 17.5350 ft

Sehingga total panjang pipa

L = Lp + (Lel + Leg)

= 100 + 25.050 + 17.535

= 142.5850 ft

- Friksi-friksi

- Friksi pada pipa lurus (hlurus)

$= \frac{2f \cdot v^2 \cdot (L + Le)}{g \cdot D}$

$= \frac{0.00184 \times 0.0280 \times 30}{32.2 \times 0.8350}$

= 8.0944E-06

- Friksi karena kontraksi dan perbesaran (F2)

$$= \frac{kc \cdot v_1^2 \cdot (v_1 - v_2)^2}{2 \cdot L \cdot gc}$$

$$= \frac{0,5 \times 0,0386 \times 0,0386}{2 \times 100 \times 32,2}$$

$$= 1,1561E\text{-}07$$

- Total Friksi : F = F1 + F2

F = 8,084E-05 + 1,1561E-07

= 8,095E-05 ft.lbf/lbm

- Daya Pompa

$$W = \Delta Z\,(g/gc) + \Delta(v^2/2gc) + \Delta P(v) + F$$

$$= 25\,\frac{32}{32,2} + \frac{0,0386}{64,4} + 1\,(0) + 0,00008$$

$$= 25,0007$$

$$P = \frac{Q \cdot W \cdot \rho}{550}\,(Hp)$$

$$= \frac{0,1075 \times 25,0007 \times 54,6007}{550}$$

$$= 0,266846$$

Bila Effisiensi pompa = 85 %(fig 2.10.1 Geankoplis hal 84)

Effisiensi motor = 88 %(fig 2.10.1 Geankoplis hal 84)

Maka : Daya Pompa = 0,2268 Hp

Daya motor = 0,1996 Hp

Jadi digunakan motor dengan daya 0,5 Hp

- Pertes Joules Localisées des parkesseurs (P2)

$$= \frac{Kc \times \frac{V^2}{2 \times g} \times \gamma_w}{}$$

$$= \frac{0,5 \times 0,0386 \times 0,0386}{2 \times 100 \times 32,2}$$

$$= 1,1301E-07$$

- Total Pertes : P = P1 + P2

$$P = 8,0841E-03 + 1,1301E-07$$

$$= 8,0842E-03 \; 8,1E-03m$$

- Débit Pompe

$$W = \pi Z (\rho_{gaz} + \Delta\rho_{eau}/\Delta\rho_{air}) + \Delta P(\gamma) + P$$

$$= \frac{13 \quad 32}{32,2} + \frac{0,0386}{0,40} + (0) = 0,00002$$

$$= 25,0007$$

$$P = \frac{Q \times W \times \rho_{air}}{550}$$

$$= \frac{0,1075 \times 25,0007 \times 54,0007}{550}$$

$$= 0,258840$$

Bilan Différentiel pompe = 85 % fig 2.10.1 (Cumulpdic lui 34)

Rendement moteur = 75 % fig 2.10.1 (Cumulpdic lui 34)

Moteur : Débit Pompe = 0,2588 Hp

Débit moteur = 0,1940 Hp

Soit dégradation moteur soupape débit 0,5 Hp

34. Cooler (E-155B)

Fungsi : Mendinginkan dan merubah fase hasil bawah MD-3

Jumlah : 1 buah

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Direncanakan :

- Pipa ukuran 3/4 in , 16 BWG
- Susunan square pitch
- Pt = 1 in
- Rd = 0,0035 jam.ft^2.^{0}F/Btu
- ΔP air = 10 psi
- ΔP uap = 2 psi

Perhitungan :

1. Neraca massa dan panas

Dari APP B diketahui panas pada kondensor :

Q = 16.571,5178 kkal/jam

Q = 65.761,085 Btu/jam

Dari App A diketahui massa (M) masuk kondensor :

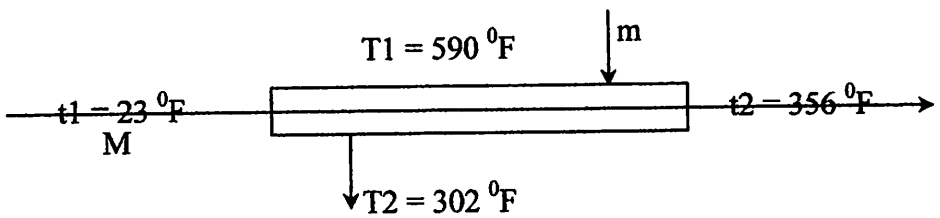
M = 156,7438 kg/jam

M = 345,5604 lb/jam

Dari APP B di ketahui kebutuhan air pendingin :

m = 0,3452 kg/jam

m = 0,7611 lb/jam



2. Perhitungan ΔTLMTD

t_1 (air pendingin) masuk = 30 °C = 86 °F

t_2 (air pendingin) keluar = 70 °C = 158 °F

T_1 (gas hasil atas MD1) masuk = 99,45 °C = 211,01 °F

T_2 (gas hasil atas MD1) keluar = 40,00 °C = 104 °F

Δt_1 = 211,01 - 158 = 53,01 °F

Δt_2 = 104 - 86 = 18 °F

3A. Cooler (E-1853)

Fungsi : Mendinginkan dan mencairkan fluida hasil reaksi A1B-1

Jumlah : 1 buah

Type : Shell and Tube Heat Exchanger

Dimensi :

- Type bundle 304 in , 16 BWG
- Square square pitch
- Pt = 1 in
- Rd = 0,0033 jam.ft^2.°F/Btu
- ΔP air = 10 psi
- ΔP uap = 3 psi

Perhitungan :

1. Menentukan massa dan panas

Dari ASPE B diketahui panas pada kondisi :

Q = 16.371,2176 kkal/jam

Q = 65.704,065 Btu/jam

Dari App A diketahui massa (M) masuk kondisi :

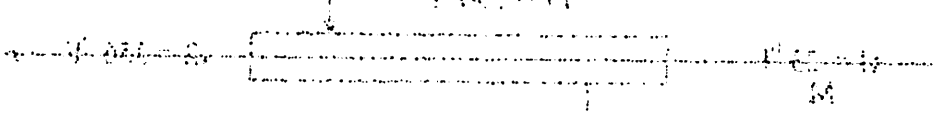
M = 136,7426 kg/jam

M = 345,5904 lb/jam

Dari ASPE B di kondisi lingkungan air pendingin :

m = 0,3452 kg/jam

m = 0,7611 lb/jam



2. Perhitungan ΔT LMTD

t$_1$ air pendingin masuk = 30 °C = 86 °F

t$_2$ air pendingin keluar = 70 °C = 158 °F

T$_1$ (gas hasil rxs M1B1) masuk = 90,15 °C = 194,27 °F

T$_2$ (gas hasil rxs M1B1) keluar = 40,00 °C = 104 °F

ΔT$_2$ = 194,27 - 158 = 36,27 °F

ΔT$_1$ = 104 - 86 = 18 °F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{Ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)} = \frac{(53{,}01 \quad - \quad 18)}{\ln\left[\frac{53{,}01}{18}\right]}$$

$= \quad 32{,}41 \quad °F$

3. Suhu kaloric

$Tc = ½ (T_1 + T_2) = \quad 157{,}51 \quad °F$

$tc = ½ (t_1 + t_2) = \quad 35{,}505 \quad °F$

4. Menghitung U_D

Untuk kondensor dengan pendingin air nilai Ud = 40 - 100

Trial U_D = 40 BTU/jam.ft2.0F

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{65.761{,}09}{40 \quad x \quad 32{,}41} = 50{,}72059994 \quad ft^2$$

$$Nt = \frac{A}{a'' \times l} = \frac{50{,}7206}{0{,}1963 \quad x \quad 12} = 21{,}5319$$

Dari Kern tabel 9 hal 842 susunan square pitch didapatkan :

$\frac{3}{4}$ in OD, 16 BWG, P_T = 1 in, susunan didapatkan Nt standart = 21 buah

n = 4, IDs = 8 in.

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Nt \times U_D}{Nt \text{ standart}} = \frac{22 \quad x \quad 40}{21}$$

$= \quad 41{,}0132 \quad$ Btu/jam.ft2.oF

U_D koreksi < U_D trial, maka U_D memenuhi

Kesimpulan sementara rancangan HE ;

1. Bagian shell : type H.E 2-4, IDs = 8 in, n' =2, B =IDs,de = 0,95
2. Bagian tube : di = 0,620 in, do = ¾ in, n = 4, P_T = 1, L = 12

a' = 0,302, a" = 0,1963, c' = 0,25, Nt = 20 buah

Evaluasi perpindahan panas

Shell (bahan)	Tube (air)
5. $a_s = \frac{IDS \times C' \times B}{n' \times Pt \times 144}$	5. $a_t = \frac{a' \times Nt}{n \times 144}$
a_s = 13,25 x 0,25 x 13,25	a_t = 0,302 x 21

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left[\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right]} = \frac{(50.0 - 18)}{\ln\left[\frac{50.0}{18}\right]}$$

$$= 32.4 \quad °F$$

3. Solve Labels:

$$R_c = N_t(T_1 - T_2) = 1872.0 \quad °F$$

$$R_c = 58(t_2 - t_1) = 23.200 \quad °F$$

4. Determine U_D:

Final Condenser design parameters are valid for $N_t = 40 = 100$

$$\text{Total } U_D = 40 \quad \text{BTU/(hr.ft}^2\text{.°F)}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} = \frac{46.701.09}{40 \times 32.4} = 36.2709 \quad ft^2$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a} = \frac{36.2709}{0.1963 \times 12} = 15.4319$$

Now from table 9 for 3/4 in. tubes in square pitch determine:

$\frac{5}{4}$ in OD, 10 BWG, $L_t = 1$ in. minimum diameter for shell = 27 inch

$a = 0.1963 = 8$ in.

$$U_D \text{ header} = \frac{\text{Nt} \times L_t}{\text{Nt minimum}} = \frac{72 \times 40}{27}$$

$$= 41.0122 \quad \text{Btu/(hr.ft}^2\text{.°F)}$$

(U_D header < U_D initial make U_D recommended)

Determine necessary constants h_{io}:

1. Region shell - type NEF 2-4, $ID_s = 8$ in. $a' = 0.13$ in.^{2} = a_s = 0.02

2. Region tube: $d_i = 0.620$ in. $a_t = 3/4$ in. $n = 4$ $P_t = 1$ $L = 12$

$a'' = 0.302$, $a'' = 0.1963$, $r = 0.27$, $Nt = 20$ inch

Evaluate pertinent shell parameters

Shell (Solution)	Tube (side)
$D_e = \frac{4 \times (P_t^2 - \frac{\pi d_o^2}{4})}{\pi d_o} = \frac{4 \times (1^2 - \frac{\pi \times 0.75^2}{4})}{\pi \times 0.75}$	$D_e = \frac{4 \times a_t}{\pi \times d_i} = \frac{4 \times 0.302}{\pi \times 0.62}$
$D_e = 0.97 \times 0.75 \times 12.25$	$D_e = 0.302 \times 31$

$$a_s = \frac{2 \times 1 \times 144}{0{,}1524} \quad ft^2$$

$$G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{345{,}5604}{0{,}1524}$$

$$= 2.267{,}486$$

pada Tc = 157,51 ^0F

didapat

μ = 0,3693 cp *(Yaws,Chem.Eng)*

$$Nre = \frac{de \times Gs}{\mu \times 2{,}42}$$

$$= \frac{0{,}95 \times 2.267{,}49}{0{,}3693 \times 2{,}42}$$

$$= 2.410{,}27$$

6. -

7. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas (ho)

Trial ho antara 150-300 Btu/j.ft^2.^{o}F

Trial = 300

$$tw = tc + \frac{ho}{ho + hio}(Tc - tc)$$

tw = 62,13

tf = (Tc + tw)/2 = 109,82

$$G'' = \frac{M}{1 \cdot Nt^{2/3}}$$

$$= \frac{156{,}7438}{12 \times 7{,}6117}$$

$$= 1{,}7160$$

μf = 0,2182 *(Yaws, Chem. Eng)*

kf = 0,1223 Btu/j.ft^2.°F/ft *(Yaws, Chem. Eng)*

sf = 0,98 *(tabel 6 kern)*

ho = 370 (memenuhi)

$$a_t = \frac{4 \times 144}{0{,}0110} \quad ft^2$$

$$Gt = \frac{m}{a_t} = \frac{0{,}76}{0{,}0110}$$

$$= 69{,}128$$

pada tc = 35,505 ^0F

didapat

μ = 1,05 cp *(kern, 822)*

$$Nre = \frac{di \times Gt}{\mu \times 2{,}42}$$

$$= \frac{0{,}62 \times 69}{1{,}05 \times 2{,}42}$$

$$= 16{,}8670$$

6. -

7. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas (hi)

$$v = \frac{Gt}{3600 \cdot \rho}$$

$$v = \frac{69{,}128}{3600 \times 62{,}5}$$

v = 0,0003 ft/s

hi dicari pada gambar 25 hal 835-Kern, dan di lakukan koreksi

$$hio = hi\left(\frac{di}{do}\right)$$

$$hio = 1300 \times \frac{0{,}62}{0{,}75}$$

$$= 1074{,}7$$

$$C_1 = \frac{M}{n_1} = \frac{345,9404}{0,1524}$$

$$= 2.270,480$$

pada T_c = 157,57 °F

didapat

μ = 0,0600 cp (Gambar 23)

$$Re = \frac{de \times G_t}{\mu \times 2,42}$$

$$= \frac{0,05 \times 2.270,48}{0,0600 \times 2,42}$$

$$= 2.410,17$$

6. -

7. Mengitung beban keseluruhan dan perpindahan panas (Q)

Tinggi bahan antara 150-300 lbm/jam.ft²

Tinggi = 300

$$Ta = a - \frac{bc}{bc + ac} (Ta - ac)$$

$$ac = 62,13$$

$$ac = (Ta - Tc) = 197,82$$

$$C' = \frac{M}{1 - Xc}$$

$$= \frac{345,9404}{1 - 0,12}$$

$$= 1.210$$

μc = 0,2182 (Gambar 14 Kern)

kc = 0,1223 Btu/jam.ft².°F/ft (Gambar 23 Kern)

cc = 0,38 (Gambar 4 Kern)

bc = 370 (Gambar 4 Kern)

$$d_c = 0,0110 \quad \frac{4 \times 144}{\mu_c}$$

$$Re_c = \frac{d_c}{\mu_c} = \frac{0,75}{0,0110}$$

$$= 68,128$$

pada Tc = 35,385 °F

didapat

μ = 1,03 cp (Gambar 23)

$$Nu_c = \frac{de \times G_t}{\mu \times 2,42}$$

$$= \frac{0,05 \times 91}{1,03 \times 2,42}$$

$$= 1.626,70$$

6. -

7. Menghitung luas keseluruhan dan perpindahan panas (Q)

$$\gamma = \frac{G_t}{3600 \times \rho}$$

$$\gamma = \frac{68,128}{3600 \times 62,5}$$

γ = 0,0006 ft/s

di dapat pada gambar 24 hal 833 Kern, dan di lakukan konvensi

$$hio = \phi \left(\frac{de}{\gamma} \right)$$

$$hio = 1300 \times \frac{0,05}{0,75}$$

$$= 1072,7$$

8. $Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$

$$Uc = \frac{1074,7 \times 370}{1074,7 + 370}$$

$$= 275,2377$$

9. Mencari faktor kekotoran pipa terpakai (Rd)

$$Rd = \frac{Uc - U_D}{Uc \times U_D}$$

$$Rd = \frac{275,2377 - 41,0132}{275,2377 \times 41,0132}$$

$$= 0,02075 > 0,0035$$

Rd > Rd ketetapan (memenuhi)

Evaluasi ΔP

Shell	Tube
1. Nre = 2.410,2684 Dari *Kern, fig 29 hal 839* : f = 0,0016	1. Nre = 16,8670 Dari *Kern, fig 26 hal 836* : f = 0,00014
2. $\rho = \frac{144 \times P \times BM}{1545 \times (460 + T)}$ P = 3 atm = 44,088 psi BM = 372,09 ρ = 2,4761 Sg uap = $\frac{\rho}{62,5}$ = $\frac{2,4761}{6,25}$	2. $\Delta P_L = \frac{f.Gt^2.n.l}{(5,2.10^{10}).di.Sg.\phi t}$ ΔP = 0,000000001 psi Dari *Kern, fig 27* $\frac{V^2}{2gc}$ = 0,001 $\Delta Pn = \frac{4n}{s_g}\left[\frac{V^2}{2gc} \times \frac{\rho}{144}\right]$ ΔPn = 0,0067 psi

8. $Uc = \frac{Ubo \times Ho}{Ho + Ubo}$

$$Uc = \frac{1074.7 \times 370}{1074.7 + 370}$$

$$= 275.2377$$

9. Menurut faktor kekotoran pipa anjalan (Rd)

$$Rd = \frac{Uc - Uo}{Uc \times Uo}$$

$$Rd = \frac{275.2377 - 41.0132}{275.2377 \times 41.0132}$$

$$= 0.02079 = 0.0025$$

Rd > Rd kesepan (memenuhi)

Evaluasi ΔP

Shell	Tube
1. Ns = 2.4172 m²	1. Vm = 10.8070
Dari Kern fig 20 hal 839 :	Dari Kern fig 20 hal 839 :
f = 0.0016	f = 0.00014
2. $P = \frac{f \times G^2 \times Ds \times (Nb + 1)}{5.22 \times 10^{10} \times De \times \phi s}$	2. $\Delta P = \frac{f \times G^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times D \times \phi t}$
P = 2 psia = 44.088 psi	ΔP = 0.000000001 psi
Rd = 275.09	
P = 2.4724	Dari Kern fig 27 $\frac{V^2}{2g'} = 0.001$
$Sg\ uap = \frac{\rho_v}{62.5}$	$\phi m = \left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0.14} = 1.0$
$= \frac{2.4724}{0.32}$	ΔPn = 0.0087 psi

$= 0{,}3961703$ $\Delta Ps = \frac{1}{2} \times \frac{f.Gs^2.IDS.(N+1)}{(5{,}2.10^{10}).de.Sg.\phi s}$ $= 0{,}00001$ $= 0{,}00001 < 2$ psi (memenuhi)	$\Delta Pt = \Delta Pn + \Delta P1$ $= 0{,}0067 + 1E\text{-}09$ $= 0{,}0067$ $= 0{,}0067 < 10$ psi (memenuhi)

Spesifikasi peralatan :

Fungsi : Untuk mendinginkan dan mengembunkan hasil atas destilasi.

Tipe : shell and tube heat exchanger

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 Grade B

Dimensi :

IDS = 8 in

OD = ¾ in

L = 12 ft

Nt = 21 buah

Jumlah : 1 buah

$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{2 \cdot 5.2 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s_s \cdot \phi_s}$ $= 0.00001$ $= 0.00001 \times 2$ psi (acceptable)	$= 0.000202$ $\Delta P_t = \Delta P_s + \Delta P_r$ $= 0.000202 + 15.0000$ $= 0.0002$ $= 15.0002 \approx 15$ psi (acceptable)

Spesifikasi peralatan :

Fungsi : Untuk mendinginkan dan mengembunkan hasil atas distilasi.

Type : shell and tube heat exchanger

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 Grade B

Dimensi :

ID$_s$ = 8 in

OD$_t$ = ¾ in

L = 12 ft

N$_t$ = 21 buah

Jumlah : 1 buah

35. Storage produk Toluene (F-158)

Fungsi : Untuk tempat penyimpanan produk tolune

Jumlah : 1 Buah

Type : Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished

Direncanakan: :

- Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA-240 grade M type 316
- Allowable stress : 18750
- Tipe pengelasan : Double Welded Butt Joint (E=0,8)
- Faktor korosi : 1/16 in
- Waktu tinggal : 7 Hari
- Fluida mengisi storage 80%

Dasar perencanaan :

- Massa bahan masuk : 156,744 kg/jam = 58053,623 lb/h
- Densitas bahan : 56,8621 lb/ft^3
- Suhu operasi : 40 °C
- Tekanan operasi : 1 atm

Perhitungan :

A. Menghitung volume tangki

Volume larutan selama waktu tinggal 1 hari

$$V_L = \frac{\text{massa liquid}}{\rho_{liquida}} = \frac{58053,623}{56,8621} = 1020,9552 \quad ft^3$$

Liquida mengisi tangki sebesar 80% dari volume total

$V_T = V_L + V_{RK}$

$V_T = 1020,9552 + 0,2\ V_T$

$V_T = 1276,1940 \quad ft^3$

B. Menentukan diameter tangki

Asumsi Ls = 1,5 di

$V_T = V_{shell} + V_{dish}$

$V_T = \frac{1}{4}\pi\, di^2\, L + 0,0847\, di^3$

$1276{,}19 = 0{,}7850\ di^2\ (1{,}5\ di) + 0{,}0847\ di^2$

$1276{,}19 = 1{,}1775\ di^2 + 0{,}0847\ di^2$

$1276{,}19 = 1{,}2622\ di^2$

di = 10,0368 ft = 120,4418 in = 3,059 m

C. Menentukan tinggi silinder

Ls = 1,5 di

= 1,5 × 10,037

= 15,0552 ft

= 180,6628 in

D. Menentukan tinggi fluida dalam silinder (hl)

$V_2 = \frac{1}{4}\ \pi\ di^2\ hl$

1020,96 = 79,079 hl

hl = 12,911 ft = 154,9266 in

E. Menentukan tekanan design

$P_{hidrostatis} = \frac{\rho(hl - 1)}{144}$

$= \frac{56{,}8621\ (12{,}911 - 1)}{144}$

= 4,7032 psia

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

= 14,7 + 4,7032

= 19,4032 psia

= 4,7032 psig

F. Menentukan tebal tangki (ts)

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

$ts = \frac{4{,}7032 \times 120{,}4418}{2(18750 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 4{,}703)} + 0{,}0625$

= 0,08 in = 1,3022 ≈ 2/16 in

Standardisasi do :

do = di + 2 ts

= 120,44 + 2 x 2/16

= 120,6918 in

r = di = 3,059 m = 120,4434

icr = 6% dari *di*

= 0,06 3,059

= 0,1836

sf = 1,5 - 2,25 2

G. Menentukan harga di baru

di = do - 2 ts

= 121 - 2 12/16

= 119,1918 in

Ls = 1,5 x di

= 1,5 x 119,1918

= 178,7878 in

H. Menentukan tebal tutup (tha)

Bentuk tutup atas adalah standard dished head

$$tha = \frac{0,885 \times Pi \times r}{2(f.E - 0,1.Pi)} + C$$

$$= \frac{0,885 \times 4,703 \times 0,1836}{2 \times (18750 \times 0,8 - 0,1 \times 4,703)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,0625255 \text{ in} = \frac{1,0004}{16} \quad 0,125$$

I. Menentukan tinggi storage

Bentuk tutup atas adalah standard dished head

Ha = 0,169 x di

= 0,169 x 119,1918

= 20,1434 in

H = tinggi silinder + tinggi tutup atas

= 180,7 + 2/16 = 180,7878

Spesifikasi Peralatan :

Fungsi : Untuk tempat penyimpanan toluene

Type : Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished

Bahan konstruksi : Carbon Stell SA – 240 grade M type 316

Volume tangki	:	1020,9552	ft^3	:	28,910387	m^3
Diameter dalam	:	119,1918	in	:	3,0275	m
Diameter luar	:	120,6918	in	:	3,0656	m
Tebal silinder	:	2/16	in	:	0,0032	m
Tinggi silinder	:	180,6628	in	:	4,5888	m
Tebal tutup	:	2/16	in	:	0,0032	m
Tinggi tutup	:	20,14342255	in	:	0,5116	m
Tinggi storage	:	180,7878	in	:	4,5920	m
Jumlah	:	1	buah			

36. Cooler (E-155A)

Fungsi : mendinginkan dan merubah fase hasil atas menara distilasi 3

Jumlah : 1 buah

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Direncanakan :

- Pipa ukuran 3/4 in , 16 BWG
- Susunan square pitch
- Pt = 1 in
- Rd = 0,0035 jam.ft^2.^{0}F/Btu
- ΔP air = 10 psi
- ΔP uap = 2 psi

Perhitungan :

1. Neraca massa dan panas

Dari APP B diketahui panas pada Cooler :

Q = 124.694,1999 kkal/jam

Q = 494.826,487 Btu/jam

Dari App A diketahui massa (M) masuk Cooler :

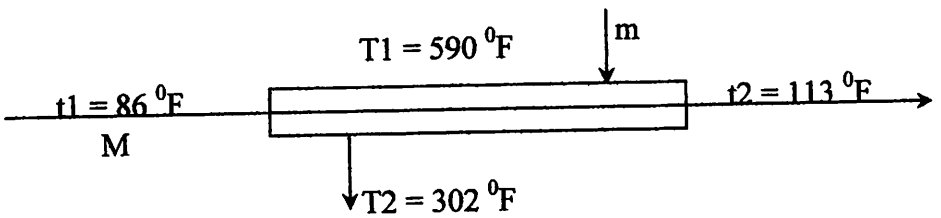
M = 169,9562 kg/jam

M = 374,6887 lb/jam

Dari APP B di ketahui kebutuhan air pendingin :

m = 0,0260 kg/jam

m = 0,0573 lb/jam



2. Perhitungan ΔTLMTD

t_1 (air pendingin) masuk = 30 °C = 86 °F

t_2 (air pendingin) keluar = 70 °C = 158 °F

T_1 (gas hasil atas MD1) masuk = 85,58 °C = 186,04 °F

T_2 (gas hasil atas MD1) keluar = 40 °C = 104 °F

Δt_1 = 186,04 - 158 = 28,044 °F

Δt_2 = 104 - 86 = 18 °F

3A. Cooler (B-C52A)

Frage: Auslegungsdaten des eingebauten Kühlers und deren Berechnung

Antwort: 1 Punkt

Typ: Shell and Tube Heat Exchanger

Daten aus Text:

- Rohr außen 3/4 in, 16 BWG
- Staggered square pitch
- P_T = 1 in
- $\dot{M}_d$ = 0,0075 [illegible]
- ΔP_{ab} = 10 psi
- ΔP_{zul} = 5 psi

Berechnung:

1. Wasser rechts im Rohr

Dazu Tabelle B Abschnitt Rohr-Fluid Cooler:

Q = 134,8051 MW Kühlung

Q = 464,826 MJ Durchsatz

Dazu Tabelle A für Kühlwasser (M1) Annahme Cooler:

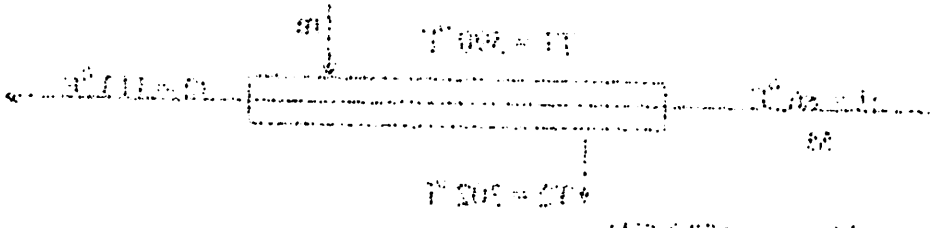
M_1 = 1603,934 kg/sec

M_1 = 774,6867 lb/sec

Über ΔP B ist bestimmt Kühlwasser ist mindestens:

m = 0,0240 kg/sec

m = 0,0975 lb/sec



2. Berechnung ΔT LMTD

Δt_1 (oder prozessseitig) heiß = 30 °C = 86 °F

Δt_2 (oder prozessseitig) kalt = 70 °C = 158 °F

T_1 (oder kalt aus MD1) Annahme = 82,33 °C = 180,04 °F

T_2 (oder heiß aus MD1) Annahme = 40 °C = 104 °F

Δt_1 = 180,04 - 158 = 22,04 °F

Δt_2 = 104 - 86 = 18 °F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{Ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)} = \frac{(28{,}044 \quad - \quad 18\ )}{\ln\left[\frac{28{,}044}{18}\right]}$$

$= \quad 22{,}65 \quad °F$

3. Suhu kaloric

$Tc = ½\,(T_1 + T_2) = \quad 145{,}02 \quad °F$

$tc = ½\,(t_1 + t_2) = \quad 23{,}022 \quad °F$

4. Menghitung U_D

Untuk cooler dengan pendingin air nilai Ud = 40 - 160

Trial U_D = 110 BTU/jam.ft2.0F

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{494.826{,}49}{110 \quad x \quad 22{,}65} = 198{,}587599 \quad ft^2$$

$$Nt = \frac{A}{a'' \times l} = \frac{198{,}5876}{0{,}1963 \quad x \quad 12} = 84{,}3045$$

Dari Kern tabel 9 hal 842 susunan square pitch didapatkan :

$\frac{3}{4}$ in OD, 16 BWG, P_T = 1 in, susunan didapatkan Nt standart = 84 buah

n = 4, IDs = 15,25 in.

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Nt \times U_D}{Nt \text{ standart}} = \frac{84 \quad x \quad 110}{84}$$

$= \quad 110{,}3987 \quad$ Btu/jam.ft2.oF

U_D koreksi < U_D trial, maka U_D memenuhi

Kesimpulan sementara rancangan HE ;

1. Bagian shell : type H.E 2-4, IDs = 15,25 in, n' =2, B =IDs,de = 0,95
2. Bagian tube : di = 0,620 in, do = ¾ in, n = 4, P_T = 1, L = 12

a' = 0,302, a" = 0,1963, c' = 0,25, Nt = 84 buah

Evaluasi perpindahan panas

Shell (bahan)	Tube (air)
5. $a_s = \frac{IDS \times C' \times B}{n' \times Pt \times 144}$	5. $a_t = \frac{a' \times Nt}{n \times 144}$
a_s = 13,25 x 0,25 x 13,25	a_t = 0,302 x 84

$$\Delta T_{Lm} = \frac{(t_{h1} - t_{c2}) - (t_{h2} - t_{c1})}{\ln\left[\frac{t_{h1} - t_{c2}}{t_{h2} - t_{c1}}\right]} = \frac{(28{,}044 - 18)}{\ln\left[\frac{28{,}044}{18}\right]}$$

$$= 22{,}05 \quad {}^{o}F$$

3. Suhu kalorik

$$T_c = 1/2\,(T_1 + T_2) = \quad 44{,}02 \quad {}^{o}F$$

$$t_c = 1/2\,(t_1 + t_2) = \quad 22{,}022 \quad {}^{o}F$$

4. Mengitung L_p

Untuk cooler dengan pendingin air pilih L_d = 10 - 100

Total L_p = 110 Btu/(jam.ft.^{2}.^{o}F)

$$A = \frac{Q}{L_p \times \Delta T} = \frac{404{,}8249}{110 \times 22{,}05} = 108{,}3873599 \quad ft^2$$

$$Nt = \frac{A}{a'' \times L} = \frac{108{,}3870}{0{,}1963 \times 12} = 84{,}3043$$

Dari Kern tabel 9 hal 844 susunan square pitch didapatkan :

a'' (OD) 16 BWG, P_t = 1 in, susunan diteapatkan Nt sungguh = 84 buah

D_s = 4,1125 in = 13,25 in

$$L_p \text{ koreksi} = \frac{Nt \times L_p}{Nt \text{ standart}} = \frac{84 \times 110}{84}$$

$$= 110{,}2987 \quad \text{Btu/jam.ft.}^2\text{.}^o\text{F}$$

L_p koreksi < L_p trial, maka L_p memenuhi

Kesimpulan sementara rancangan III :

1. Bagian shell : type 1 E 2-4, D_s = 13,25 in, a'' = 2, B = D_{baffle} = 6,63
2. Bagian tube : d_i = 0,620 in, d_o = ¾ in, n = 4, P_t = 1, L = 12

a' = 0,302, a'' = 0,1963, a'' = 0,23, Nt = 84 buah

Kesimpulan perpindahan panas

Shell (bahan)	Tube (air)
3. $a_s = \frac{D_s \times C' \times B}{P_t \times P_t \times 144}$	3. $a_t = \frac{N_t \times a'}{n \times 144}$
a_s = 0,25 x 0,25 x 13,25	a_t = 0,302 x 84

$$a_s = \frac{2 \times 1 \times 144}{0{,}1524} \text{ ft}^2$$

$$G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{374{,}6887}{0{,}1524}$$

$= 2.458{,}620$

pada Tc = 145,02 ^{0}F

didapat

μ = 0,8012 cp *(Yaws,Chem.Eng)*

$$Nre = \frac{de \times Gs}{\mu \times 2{,}42}$$

$$= \frac{0{,}95 \times 2.458{,}62}{0{,}8012 \times 2{,}42}$$

$= 1.204{,}62$

6. -

7. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas (ho)

Trial ho antara 150-300 Btu/j.ft^2.^{o}F

Trial = 300

$$tw = tc + \frac{ho}{ho + hio}(Tc - tc)$$

tw = 54,358

tf = (Tc + tw)/2 = 99,69

$$G'' = \frac{M}{1 \cdot Nt^{2/3}}$$

$$= \frac{169{,}9562}{12 \times 19{,}18}$$

$= 0{,}7384$

μf = 0,1858 *(Yaws, Chem. Eng)*

kf = 0,1144 Btu/j.ft^2.°F/ft *(Yaws, Chem. Eng)*

sf = 0,98 *(tabel 6 kern)*

ho = 340 (memenuhi)

hio x ho

$$a_t = \frac{4 \times 144}{0{,}0440} \text{ ft}^2$$

$$Gt = \frac{m}{a_t} = \frac{0{,}06}{0{,}0440}$$

$= 1{,}300$

pada tc = 23,022 ^{0}F

didapat

μ = 1,05 cp *(kern, 822)*

$$Nre = \frac{di \times Gt}{\mu \times 2{,}42}$$

$$= \frac{0{,}62 \times 1}{1{,}05 \times 2{,}42}$$

$= 0{,}3173$

6. -

7. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas (hi)

$$v = \frac{Gt}{3600 \cdot \rho}$$

$$v = \frac{1{,}300}{3600 \times 62{,}5}$$

v = 6E-06 ft/s

hi dicari pada gambar 25 hal 835-Kern, dan di lakukan koreksi

$$hio = hi\left(\frac{di}{do}\right)$$

$$hio = 1050 \times \frac{0{,}62}{0{,}75}$$

$= 868{,}00$

$$R_d = 0.1524 \text{ ft}^2$$

$$Q_1 = \frac{M}{R_d} = \frac{371.0887}{0.1524}$$

$$= 2,435.020$$

peak Q_c = 145.02 ft^3/

dtdpan

$$\mu_c = 0.8012 \text{ cp}$$

$$Re = \frac{de \times Qc}{\mu \times 3.42}$$

$$= \frac{0.05 \times 2,435.02}{0.8012 \times 3.42}$$

$$= 1,304.02$$

6. -

7. Mengitung nilai koefisien perpindahan panas (he)

Trial ke antara 150-300 Btu/j.ft^2.°F

Trial = 300

$$hv = \frac{ke}{le + lw} (Tc - Tw)$$

$$hv = 34.358$$

$$tf = (Tc + Tw)/2 = 90.05$$

$$GF = \frac{M}{1 - Nt}$$

$$= \frac{1,605.9502}{12 \times 10.18}$$

$$= 0.7364$$

$$\mu f = 0.1858 \text{ (lbm/ft.jam)}$$

$$kf = 0.1144 \text{ Btu/ft}^2.°F/ft$$

(lbm/ft.jam)

$$sf = 0.98 \text{ (sebelumnya)}$$

$$lm = 340 \text{ (sebelumnya)}$$

$$= 2 \times 1 \times 144$$

$$R_d = 0.1524 \text{ ft}^2$$

$$Q_1 = \frac{M}{R_d} = \frac{371.0887}{0.1524}$$

$$= 2,435.020$$

peak Q_c = 145.02 ft^3/

dtdpan

$$\mu_c = 0.8012 \text{ cp}$$

$$Re = \frac{de \times Qc}{\mu \times 3.42}$$

$$= \frac{0.05 \times 2,435.02}{0.8012 \times 3.42}$$

$$= 1,304.02$$

6. -

7. Mengitung nilai koefisien perpindahan panas (he)

$$\gamma = \frac{Qc}{3600 \times \rho}$$

$$\gamma = \frac{1,300}{3600 \times 62.5}$$

$$\gamma = 0.0005 \text{ ft/s}$$

bi diesel pada gambar 23 hal 833 Kern, dan di hitung berikut

$$hio = hi \left(\frac{di}{do}\right)$$

$$hio = 1350 \times \frac{0.03}{0.75}$$

$$= 558.00$$

$$R_d = 0.0440 \text{ ft}^2$$

$$Q_1 = \frac{m}{R_d} = \frac{0.00}{0.0440}$$

$$= 1,000$$

peak Q_c = 23.022 ft^3/

dtdpan

$$\mu_c = 1.05 \text{ cp}$$

$$Re = \frac{de \times Qc}{\mu \times 3.42}$$

$$= \frac{0.05 \times 1}{1.05 \times 3.42}$$

$$= 0.0175$$

6. -

7. Mengitung nilai koefisien perpindahan panas (he)

$$\gamma = \frac{Qc}{3600 \times \rho}$$

$$\gamma = \frac{1,300}{3600 \times 62.5}$$

$$\gamma = 0.0005 \text{ ft/s}$$

bi diesel pada gambar 23 hal 833 Kern, dan di hitung berikut

$$hio = hi \left(\frac{di}{do}\right)$$

$$hio = 1350 \times \frac{0.03}{0.75}$$

$$= 558.00$$

$$R\,d = \frac{244{,}3046 - 110{,}3987}{244{,}3046 \times 110{,}3987}$$

$$= 0{,}00496 > 0{,}0035$$

Rd > Rd ketetapan (memenuhi)

Evaluasi ΔP

Shell	Tube
1. Nre = 1.204,6207 Dari *Kern, fig 29 hal 839* : f = 0,0016	1. Nre = 0,3173 Dari *Kern, fig 26 hal 836* : f = 0
2. $\rho = \frac{144 \times P \times BM}{1545 \times (460 + T)}$ P = 3 atm = 44 psi BM = 372,09 ρ = 2,5272 Sg uap = $\frac{\rho}{62{,}5}$ = $\frac{2{,}5272}{6{,}25}$ = 0,4043 $\Delta Ps = \frac{1}{2} \times \frac{f.Gs^2.IDS.(N+1)}{(5{,}2.10^{10}).de.Sg.\phi s}$ = 0,00001 < 2 psi	2. $\Delta P_L = \frac{f.Gt^2.n.l}{(5{,}2.10^{10}).di.Sg.\phi t}$ ΔP = 0,0000 psi Dari *Kern, fig 27* $\frac{V^2}{2gc}$ = 0,010 $\Delta Pn = \frac{4n}{s_g}\left[\frac{V^2}{2gc} \times \frac{\rho}{144}\right]$ ΔPn = 0,0672 psi ΔPt = ΔPn + ΔP1 = 0,0672 + 0 = 0,0672 = 0,0672 < 10 psi

Shell	Tube
1. $N_{tu} = 1,204,637$	1. $N_{ts} = 0,5172$
Dari Kern, fig. 29 hal 839 :	Dari Kern, fig. 29 hal 839 :
$f = 0,0016$	$f = 0$
2. $\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D_e s_t \phi_t}$	2. $\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s_s \phi_s}$ psi
$G = 3$ gpm $= 44$ psi	$\Delta P_t = 0,0000$ psi
$N+1 = 37,209$	Dari Kern fig. 27 $\frac{\Delta P}{2g} = 0,016$
$D = 0,0172$	
$Sg_{100} = \frac{\rho_t}{62.5}$	$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s_s \phi_s}$
$= \frac{0,0172}{62.5}$	$\Delta P_n = 0,0672$ psi
$= 0,0041$	$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_n$
$\Delta P_t = \frac{1}{2} \times \frac{2 \times 1,204,637 \times 0,0016 \times 37,209}{(5.22 \times 10^{10}) \times 0,0172 \times 0,0041 \times 1}$	$= 0,0672 + 0$
	$= 0,0672$
$= 0,00001 < 2$ psi	$= 0,0672 < 10$ psi

Spesifikasi peralatan :

Fungsi : Untuk mendinginkan dan mengembunkan hasil atas destilasi.

Tipe : shell and tube heat exchanger

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 Grade B

Dimensi :

IDS = 15,25 in

OD = ¾ in

L = 12 ft

Nt = 84 buah

Jumlah : 1 buah

Specification sheet :

Fungsi : Untuk mendinginkan dan mengembunkan hasil atas destilasi.

Tipe : shell and tube heat exchanger

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 Grade B

Dimensi :

IDS = 13,25 in

OD = ¾ in

L = 12 ft

Nt = 84 buah

Jumlah : 1 buah

37. Storage produk Benzene (F-156)

Fungsi : Untuk tempat penyimpanan produk benzene

Jumlah : 1 Buah

Type : Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished

Direncanakan: :

- Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA-240 grade M type 316
- Allowable stress : 18750
- Tipe pengelasan : Double Welded Butt Joint (E=0,8)
- Faktor korosi : 1/16 in
- Waktu tinggal : 7 Hari
- Fluida mengisi storage 80%

Dasar perencanaan :

- Massa bahan masuk : 169,956 kg/jam = 62947,136 lb/h
- Densitas bahan : 60,0271 lb/ft^3
- Suhu operasi : 40 °C
- Tekanan operasi : 1 atm

Perhitungan :

A. Menghitung volume tangki

Volume larutan selama waktu tinggal 1 hari

$$V_L = \frac{\text{massa liquid}}{\rho_{liquida}} = \frac{62947,136}{60,0271} = 1048,6452 \quad ft^3$$

Liquida mengisi tangki sebesar 80% dari volume total

$$V_T = V_L + V_{RK}$$

$$V_T = 1048,6452 + 0,2\ V_T$$

$$V_T = 1310,8065 \quad ft^3$$

B. Menentukan diameter tangki

Asumsi Ls = 1,5 di

$$V_T = V_{shell} + V_{dish}$$

$$V_T = \frac{1}{4}\pi\, di^2\, L_s + 0,0847\, di^3$$

$1310{,}81 = 0{,}7850\ di^2\ (1{,}5\ di) + 0{,}0847\ di^2$

$1310{,}81 = 1{,}1775\ di^2 + 0{,}0847\ di^2$

$1310{,}81 = 1{,}2622\ di^2$

di = 10,1268 ft = 121,5210 in = 3,087 m

C. Menentukan tinggi silinder

Ls = 1,5 di

= 1,5 × 10,127

= 15,1901 ft

= 182,2815 in

D. Menentukan tinggi fluida dalam silinder (hl)

$V_L = \frac{1}{4} \pi\ di^2\ hl$

1048,65 = 80,503 hl

hl = 13,026 ft = 156,3147 in

E. Menentukan tekanan design

$P_{hidrostatis} = \frac{\rho(hl - 1)}{144}$

$= \frac{60{,}0271\ (13{,}026 - 1)}{144}$

= 5,0132 psia

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

= 14,7 + 5,0132

= 19,7132 psia

= 5,0132 psig

F. Menentukan tebal tangki (ts)

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

$ts = \frac{5{,}0132 \times 121{,}5210}{2(18750 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 5{,}013)} + 0{,}0625$

= 0,0828 in = 1,325 ≈ 2/16 in

Standardisasi do :

do = di + 2 ts

= 121,52 + 2 x 2/16

= 121,7710 in

r = di = 3,087 m = 121,5226

icr = 6% dari *di*

= 0,06 3,087

= 0,1852

sf = 1,5 - 2,25 2

G. Menentukan harga di baru

di = do - 2 ts

= 122 - 2 12/16

= 120,2710 in

Ls = 1,5 x di

= 1,5 x 120,2710

= 180,4065 in

H. Menentukan tebal tutup (tha)

Bentuk tutup atas adalah standard dished head

$$tha = \frac{0,885 \times Pi \times r}{2(f.E - 0,1.Pi)} + C$$

$$= \frac{0,885 \times 5,013 \times 0,1852}{2 \times (18750 \times 0,8 - 0,1 \times 5,013)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,0625274 \text{ in} = \frac{1,0004}{16} \quad 0,125$$

I. Menentukan tinggi storage

Bentuk tutup atas adalah standard dished head

Ha = 0,169 x di

= 0,169 x 120,2710

= 20,3258 in

H = tinggi silinder + tinggi tutup atas

= 182,3 + 2/16 = 182,4065

Spesifikasi Peralatan :

Fungsi : Untuk tempat penyimpanan benzene

Type : Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished

Bahan konstruksi : Carbon Stell SA – 240 grade M type 316

Volume tangki	:	1048,6452	ft^3	:	29,694485	m^3
Diameter dalam	:	120,2710	in	:	3,0549	m
Diameter luar	:	121,7710	in	:	3,0930	m
Tebal silinder	:	2/16	in	:	0,0032	m
Tinggi silinder	:	182,2815	in	:	4,6300	m
Tebal tutup	:	2/16	in	:	0,0032	m
Tinggi tutup	:	20,32580112	in	:	0,5163	m
Tinggi storage	:	182,4065	in	:	4,6331	m
Jumlah	:	1	buah			

38. Storage produk Hidrogen (F-122)

Fungsi : Untuk tempat penyimpanan hasil samping gas hidrogen

Jumlah : 1 Buah

Type : Tangki berbentuk spherical tank

Direncanakan: :

- Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA-240 grade M type 316
- Allowable stress : 18750
- Tipe pengelasan : Double Welded Butt Joint (E=0,8)
- Faktor korosi : 1/16 in
- Waktu tinggal : 7 Hari
- Fluida mengisi storage 80%

Dasar perencanaan :

- Massa gas masuk : 211,4876 kg/jam = 78329,262 lb/h
- Densitas bahan : 62,3203 lb/ft^3
- Suhu operasi : 40 °C
- Tekanan operasi : 1 atm

Perhitungan :

$$\text{Volume gas} = \frac{n \times R \times T}{P}$$

Dimana :

R = 82,06 $cm^2(atm)mol^{-1}K^{-1}$

T = 40 °C = 313,15 K

P = 1 atm

$$\text{Volume gas} = \frac{78329{,}262 \times 82{,}06 \times 313{,}15}{1} = 2{,}013E{+}09 \ ft^3$$

$$\text{Volume gas dalam 1 hari} = \frac{2{,}013E{+}09 \times 1 \text{ hari}}{24} = 83868085 \ ft^3$$

Menentukan dimensi tangki :

Tangki berupa spherical

Dipergunakan dimensi : H = 2 D

Volume tangki $= \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H - \left(2 \cdot \frac{1}{2} \cdot \frac{4}{3} \pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right)^3\right)$

83868084,56 = 0,785 D^3

D^3 = 106838324,29

D = 474,5067 in H = 321,8670 in

= 39,5422 ft = 26,822 ft

Menentukan tebal tangki (ts)

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

$$ts = \frac{0,0 \quad 474,5067}{2(\ 18750 \quad 0,8 - 0,6 \quad 0,0\ )} + 0,0625$$

= 0,0625 in = 1 5/16 in

Tebal kedua tutup = dianggap sama dengan tebal shell = 5/16 sf = 2

Tinggi total tangki = Tinggi silinder + tinggi tutup

= Tinggi silinde + (2 x (r + sf))

= 26,82225 + (2 x (5,45 + 0,1667)

= 38,05565 ft

Spesifikasi peralatan :

Nama	:	Storage produk Hidrogen (F-122)
Fungsi	:	Menampung produk samping
Type	:	Tangki berbentuk spherical tank
Faktor korosi	:	2/16
Volume tangki	:	83868084,5646 ft^3
Jumlah	:	1 buah

APPENDIKS D

PERHITUNGAN UTILITAS

Unit utilitas pada suatu pabrik adalah salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam suatu industri kimia, sehingga kapasitas produksi semaksimal mungkin dapat dicapai. Unit utilitas yang diperlukan pada Pra Rencana Pabrik Stirena dari ethylbenzene ini yaitu :

- Air yang berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air umpan boiler, air sanitasi dan air untuk pemadam kebakaran.
- Steam sebagai media pemanas dalam proses produksi.
- Listrik yang berfungsi untuk menjalankan alat-alat produksi, utilitas dan untuk penerangan.
- Bahan bakar untuk mengoperasikan boiler.

Dari kebutuhan unit utilitas yang diperlukan, maka utilitas tersebut dibagi menjadi 4 unit, yaitu :

1. Unit penyediaan steam
2. Unit penyediaan air
3. Unit penyediaan tenaga listrik
4. Unit penyediaan bahan bakar

8.1. Unit Penyediaan Steam

Unit penyediaan steam berfungsi untuk menyediakan kebutuhan steam, yang digunakan sebagai media pemanas pada proses ini. Bahan baku pembuatan steam adalah air umpan boiler.

Adapun kebutuhan steam tersebut digunakan sebagai media pada peralatan sebagai berikut :

Tabel D.1.1. Total Kebutuhan Steam

No.	Nama alat	Kebutuhan steam (kg/jam)
1.	Reaktor (R-110)	75,9907
2.	Preheater (E-131)	20,6289
3.	Reboiler KD 1 (E-135)	2.646,5981
4.	Reboiler KD 2 (E-144)	1,6562
5.	Reboiler KD 3 (E-157)	0,7837
	Total	2.744,4568

Direncanakan banyaknya steam yang disupply adalah 25 % excess.

Kebutuhan steam = 1,25 × 2.744,4568 kg/jam = 3.430,5710 kg/jam

= 0,2 × 3.430,5710 kg/jam = 686,1142 kg/jam

= 3.430,5710 + 686,1142 = 4.116,6852 kg/jam

Boiler (Q-240)

Direncanakan steam yang digunakan adalah saturated steam dengan kondisi :

- Suhu (T) = 250 °C = 482 °F
- Tekanan (P) = 3.977,6 kPa = 577,16 psi
- Air umpan boiler masuk pada suhu 30 °C = 86 °F

Jenis-jenis boiler :

1. Fire tube boiler

Pada fire tube boiler gas panas yang digunakan untuk memanaskan air dan uap akan melewati pipa-pipa dan air umpan berada didalam shell dengan kapasitas maksimum sebesar 10.000 kg/jam dengan tekanan 24 kg/cm^2.

2. Water tube boiler

Pada water tube boiler air umpan mengalir didalam pipa kemudian media pemanas berada didalam shell dengan kapasitas 1.000.000 kg/jam dan menghasilkan tekanan yang sangat tinggi. (Djokosetyardjo, *Ketel Uap*, Hal. 195)

Tipe boiler : Fire Tube Boiler

Kebutuhan steam = 4.116,6852 kg/jam = 1,1435 kg/detik

Karena kapasitas maksimal boiler tipe fire tube adalah 10.000 kg/jam maka kebutuhan steam dipenuhi dengan jumlah boiler adalah 2 buah.

Dari persamaan 17 Savern W.H, "Steam Air and Gas", hal.140 :

$$Hp = \frac{m_s \times (H_g - H_f)}{H_{fg} \times 34,5}$$

Dimana :

m_s = massa steam yang dihasilkan

H_g = enthalpi steam pada 482 °F

H_f = enthalpi air masuk pada 86°F

H_{fg} = enthalpi uap air pada 86°F

34,5 = angka penyesuaian pada penguapan 34,5 Hp / lb air / jam pada 86°F menjadi uap kering.

m_s = rate steam yang dihasilkan = 4.116,6852 kg/jam

= 9.075,6442 lb/jam

= 2,5210 lb/s

Dari Kern, tabel 7 hal 816 didapatkan :

H_g pada 482 °F = 1.203,52 Btu / lb

H_f pada 86 °F = 54,002 Btu / lb

H_{fg} pada 86 °F = 1.045,10 Btu / lb

Sehingga :

$$Hp = \frac{(9.075,6442 \text{ lb/jam}) \times (1.203,52 - 54,002) \text{ Btu/lb}}{(1.045,10 \text{ Btu/lb}) \times 34,5}$$

= 289,3452 Hp = 300 Hp

Kapasitas boiler (Q) :

$$Q = \frac{m_s \times (H_g - H_f)}{1000}$$

$$Q = \frac{(9.075,6442)\ \text{lb/jam} \times (1.203,52 - 54,002)\ \text{Btu/lb}}{1000}$$

$$= 10.432,6164\ \text{Btu / jam}$$

$$\text{Faktor evaporasi} = \frac{H_g - H_f}{970,3}$$

$$= \frac{(1.203,52 - 54,002)\ \text{Btu/jam}}{970,3\ \text{Btu/jam}}$$

$$= 1,1847$$

Jumlah air yang dibutuhkan = faktor evaporasi x rate steam

= 1,1847 x (9.075,6442 lb / jam)

= 10.751,9493 lb / jam

= 4.876,9767 kg / jam

Bahan bakar yang digunakan untuk boiler dipilih jenis fuel oil 33 °API dengan Heating Value sebesar 139.600 Btu/lb. *(Perry's ed. 7 fig. 27-3, hal 27-10)*

Diperkirakan efisiensi boiler 75 %, maka kebutuhan bahan bakar boiler :

$$\text{Kebutuhan bahan bakar} = \frac{m_s \times (H_g - H_f)}{\text{effisiensi} \times H_v}$$

$$= \frac{(9.075,6442\ \text{lb/jam}) \times (1.203,52 - 54,002)\ \text{Btu/lb}}{0,75 \times (139.600\ \text{Btu/lb})}$$

= 99,6429 lb/jam

= 45,1970 kg/jam

Jumlah perpindahan panas boiler dan jumlah tube dapat dihitung sebagai berikut :

Heating value surface	=	10 ft^2 / Hp boiler
Direncanakan panjang pipa	=	20 ft
Ukuran pipa yang digunakan	=	1,5 in
Luas permukaan linear feed	=	0,498 ft^2 / ft *(Kern, tabel 10 hal. 844)*

Heating surface boiler = HV surface × Hp boiler

= 10 ft^2 / Hp × 289,3452 Hp

= 2.893,4520 ft^2

Jumlah tube yang dibutuhkan :

$$N_t = \frac{A}{at \times L} = \frac{2.893,4520\ ft^2}{(0,498\ ft^2/ft) \times (20\ ft)} = 290,5072 \text{ tube} \approx 291 \text{ tube}$$

Spesifikasi boiler :

- Tipe : Fire tube boiler
- Kapasitas boiler : 10.432,6164 Btu / jam
- Rate steam : 9.075,6442 lb/jam
- Bahan bakar : fuel oil 33 °API
- Efisiensi : 75 %
- Heating surface : 2.893,4520 ft^2
- Jumlah tube (N_t) : 291 buah
- Ukuran tube : 1,5 in
- Panjang tube (L) : 20 ft
- Jumlah boiler : 2 buah
- Hp : 300 Hp

8.2. Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air pada pabrik, maka direncanakan diambil dari air sungai. Pengambilan air sungai ditampung dalam bak penampung air sungai untuk mengalami pengolahan selanjutnya yang dipergunakan sebagai air sanitasi. Sedangkan untuk air proses, air pendingin dan air umpan boiler akan diolah lebih lanjut sesuai dengan kebutuhan masing-masing.

8.2.1. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, perkantoran, taman dan kebutuhan yang lain. Air sanitasi yang dipergunakan harus memenuhi syarat kualitas air sebagai berikut :

a. Syarat fisik

- Suhu : berada di bawah suhu kamar
- Warna : tidak berwarna / jernih
- Rasa : tidak berasa
- Bau : tidak berbau
- Kekeruhan : < 1 mg SiO_2 / liter
- pH : netral

b. Syarat kimia

- Tidak mengandung logam berat seperti Pb, As, Cr, Cd, Hg
- Tidak mengandung zat-zat kimia beracun

c. Syarat mikrobiologis

- Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri patogen yang dapat merubah sifat-sifat fisik air.

Kebutuhan air sanitasi pada Pabrik Stirena Monomer ini adalah :

1. Untuk kebutuhan karyawan

   Menurut standar WHO kebutuhan air untuk tiap orang = 120 L / hari

   Jumlah karyawan = 324orang

   Densitas air (30°C) = 995,68 kg/m^3 = 0,9957 kg/L

   Kebutuhan air untuk 324 karyawan adalah :

   = 120 L / hari / orang × 324 orang

   = 38.880 L / hari = 1.620 L / jam

   = 1.613,0340 kg / jam

2. Untuk laboratorium, taman dan keperluan lain.

   Direncanakan kebutuhan air untuk laboratorium, taman dan pemadam kebakaran adalah sebesar 50 % dari kebutuhan karyawan, sehingga :

   kebutuhan air untuk laboratorium dan taman :

   = 50 % × 1.613,0340 kg / jam = 806,5170 kg / jam

   Jadi kebutuhan untuk air sanitasi :

   = 1.613,0340 + 806,5170

   = 2.419,5510 kg / jam

3. Untuk pemadam kebakaran dan cadangan air

Air sanitasi untuk pemadam kebakaran dan air cadangan direncanakan sebesar 40 % berlebih dari kebutuhan air sanitasi , sehingga total kebutuhan air sanitasi adalah :

$= 1{,}4 \times 2.419{,}5510$ kg / jam

$= 3.387{,}3714$ kg / jam

Kebutuhan air sanitasi untuk pabrik stirena dapat dilihat pada tabel.

Tabel D.1.1 Kebutuhan Air Sanitasi

No.	Keperluan	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Karyawan	1.613,0340
2.	Laboratorium dan taman	2.419,5510
3.	Pemadam kebakaran dan cadangan air	3.387,3714
	Total	7.419,9564

8.2.2. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler adalah air yang dibutuhkan untuk bahan baku steam yang berfungsi sebagai pemanas. Air umpan boiler direncanakan 25 % excess dari kebutuhan steam.

Maka kebutuhan steam $= 1{,}25 \times 2.744{,}4568$ kg/jam

$= 3.430{,}5710$ kg/jam

Make up kebutuhan air umpan boiler 20 % :

$= 0{,}2 \times 3.430{,}5710$ kg/jam

$= 686{,}1142$ kg/jam

Jumlah steam yang diperlukan = 3.430,5710 + 686,1142 = 4.116,6852 kg/jam

8.2.3. Air Pendingin

Air berfungsi sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas. Hal ini disebabkan karena :

- Air merupakan materi yang banyak didapat
- Mudah dikendalikan dan dikerjakan
- Dapat menyerap panas

- Tidak mudah menyusut karena pendinginan
- Tidak mudah terkondensasi

Air pendingin yang dibutuhkan digunakan pada alat-alat sebagai berikut :

Tabel D.2.1. Total Kebutuhan Air Pendingin

No.	Nama alat	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Cooler-01 (E-123)	246,8310
2.	Cooler-02 (E-137)	106,0960
3.	Cooler-03 (E-155A)	0,1034
4.	Cooler-04 (E-155B)	0,1337
5.	Kondensor KD 1 (E-133)	77.755,7906
6.	Kondensor KD 2 (E-142)	33,7597
7.	Kondensor KD 3 (E-152)	22,9624
	Total	77.998,9200

Direncanakan banyaknya air pendingin yang disuplai adalah 20 % berlebih.

Maka kebutuhan air pendingin = 1,2 × 77.998,9200 kg/jam

= 93.598,7040 kg/jam

Make up air pendingin = 20 % × 93.598,7040 kg/jam

= 18.719,7408 kg/jam

Jumlah air pendingin yang diperlukan = 93.598,7040 + 18.719,7408

= 112.318,4448 kg/jam

8.2.4. Air Proses

Air proses yang dibutuhkan digunakan pada alat-alat sebagai berikut :

Tabel D.2.2. Total Kebutuhan Air Proses

No.	Nama alat	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Waste Heat Boiler 1 (E-124A)	107,7006
2.	Waste Heat Boiler 2 (E-124B)	179,8951
	Total	287,5957

Total Kebutuhan air yang perlu disuplai pada Pra Rencana Pabrik Stirena Monomer ini dapat dilihat pada tabel adalah :

Tabel D.2.3. Total kebutuhan air yang perlu disuplai :

No.	Nama alat	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Air Sanitasi	7.419,9564
2.	Air Umpan Boiler (Steam)	4.116,6852
3.	Air Pendingin	112.318,4448
4.	Air Proses	287,5957
	Total	124.142,6821

Untuk memenuhi kebutuhan air, maka pada Pra Rencana Pabrik Stirena Monomer ini menggunakan air sungai. Sebelum digunakan, air sungai tersebut masih perlu diproses (water treatment) untuk memenuhi air sanitasi, air pemanas, air pendingin dan juga air proses.

Peralatan yang digunakan dalam pengolahan air sebagai berikut :

1. Pompa Air Sungai (L-212)

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai ke bak sedimentasi (F-213)

Tipe : Centrifugal pump

Bahan : Commersial Steel

Rate bahan masuk (W) = 124.142,6821 kg / jam

= 273.684,9570 lb / jam

= 76,0236 lb / s

Suhu Operasi = 30 °C

Tekanan Operasi = 1 atm

Densitas (ρ) = 995,68 kg/cm^3 = 62,16 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,8007 cp = 0,8007 × 10^{-3} kg/m.s = 0,00054 lb/ft.dt

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{W}{\rho_{liquida}} = \frac{76{,}0236 \text{ lb/s}}{62{,}16 \text{ lb/ft}^3}$$

= 1,2230 ft^3/s

= 548,9696 gpm

Diasumsikan aliran fluida turbulen, maka diperoleh :

$ID_{optimal} = 3{,}9\ (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$ *(Peter & Timmerhaus, pers. 15, hlm 892)*

Sehingga : $ID_{optimal} = 3{,}9\ (1{,}2230)^{0,45} \times (62{,}16)^{0,13}$

$= 7{,}3041$ in

Standarisasi ID = 8 in Sch. 40 *(Geankoplis, App.A-5 hal. 892)*

Diperoleh :

- OD = 8,625 in = 0,7188 ft
- ID = 7,981 in = 0,6651 ft
- A = 0,3474 ft^2

– Menghitung kecepatan aliran fluida dalam pipa (V)

$$v_1 = \frac{Q}{A_1} = 0 \quad \text{(karena } A_1 \text{ terlalu besar)}$$

$$v_2 = \frac{Q}{A_2} = \frac{1{,}2230}{0{,}3474} = 3{,}5205$$

$\Delta v = v_2 - v_1$

$= 3{,}5205 - 0$

$= 3{,}5205$ ft/detik

– Menghitung Reynolds Number

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0{,}6651 \text{ ft} \times 3{,}5205 \text{ ft/dt} \times 62{,}16 \text{ lb/ft}^3}{0{,}00054 \text{ lb/ft} \cdot \text{dt}}$$

$N_{Re} = 269.526{,}1559 > 2100$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen.

(Mc. Cabe jilid II, hal. 47)

– Menentukan panjang pipa

Direncanakan :

Panjang pipa lurus = 180 ft

Elbow 90° sebanyak 4 buah

Dari Geankoplis, tabel 2.10-1, hal. 93, diperoleh :

$$\frac{L}{D} = 35 \text{ in} = \frac{35 \times 7{,}981 \times 4}{12} = 93{,}1117 \text{ ft}$$

Gate valve sebanyak 2 buah

$$\frac{L}{D} = 9 \text{ in} = \frac{9 \times 7{,}981 \times 2}{12} = 11{,}9715 \text{ ft}$$

Sehingga total panjang pipa (ΔL) = 180 + 93,1117 + 11,9715 = 285,0832 ft

- Perhitungan Friction Loss

Bahan yang digunakan : Commersial Steel

Dari Geankoplis fig. 2.10-3 hal. 88, diperoleh :

$\varepsilon = 4{,}6 \times 10^{-5}$ m

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0{,}000046 \text{ m}}{0{,}2027 \text{ m}} = 0{,}0002$$

Dengan N_{Re} = 269.526,1559 diperoleh f = 0,0045

1. Friksi pada valve dan fitting

$$F_1 = 4f\frac{\Delta L.v^2}{D.2g_c} = 4.(0{,}0045)\frac{(285{,}0832)\times(3{,}5205)^2}{(0{,}6651)\times 2(32{,}174)}$$

$$= 1{,}4861 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

2. Kontraksi

$$\frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$Kc = 0{,}55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\,(1 - 0) = 0{,}55$$

$$F_2 = Kc\,\frac{v^2}{2.\alpha.g_c} = 0{,}55\,\frac{(3{,}5205)^2}{2 \times 1 \times 32{,}147}$$

$$= 0{,}1059 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

3. Sudden Enlargement

$$F_3 = \frac{v^2}{2.g_c}\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = \frac{(3{,}5205)^2}{2 \times 32{,}147}(1 - 0)$$

$$= 0{,}1926 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

Sehingga total friksi = $\Sigma F = F_1 + F_2 + F_3$

$$= 1{,}4861 + 0{,}1059 + 0{,}1926$$

$$= 1{,}7846 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

- Menentukan Power Pompa

Direncanakan :

Δz = 25 ft

ΔP = 0 (karena $P_1 = P_2$)

v_1 = 0

v_2 = 3,5205 ft/detik

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7.28, Geankoplis 6th hal . 64) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_S = 0$$

$$\left(\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c}\right) + \left(\frac{\Delta z \cdot g}{g_c}\right) + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F + W_S = 0$$

α = 1

Maka :

$$-W_S = \left(\frac{(3{,}5205^2)}{2 \times 1 \times (32{,}174)}\right) + \left(\frac{25 \times (32{,}147\, ft/\det^2)}{(32{,}174\, lb_m.ft/lb_f.\det^2)}\right) + 0 + 1{,}7846$$

$-W_S$ = 26,9773 lb_f .ft/lb_m

- Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

$$Wp = \frac{W_S \cdot Q \cdot \rho}{550}$$

$$= \frac{(26{,}9773) \times (1{,}2230) \times (62{,}16)}{550} = 3{,}7289 \text{ Hp}$$

Untuk kapasitas (Q) = 548,9696 gpm

η pompa = 83 % *(Peter & Timmerhaus, fig. 14-.37 hal 520)*

$$BHP = \frac{W_p}{\eta_{pompa}} = \frac{3{,}7289}{0{,}83} = 4{,}4927 \text{ Hp}$$

η motor = 84,8 % *(Peter & Timmerhaus, fig. 14.38 hal 520)*

$$\text{Hp (Daya aktual pompa)} = \frac{BHP}{\eta_{motor}} = \frac{4{,}4927}{0{,}848} = 5{,}2980 \text{ Hp} \approx 6 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Alat :

- Nama alat : Pompa air sungai (L-212)
- Fungsi : Mengalirkan air dari sungai ke bak sedimentasi (F-213).
- Tipe : Centrifugal pump
- Bahan : Commersial Steel
- Daya pompa : 6 Hp
- Jumlah : 1 buah

2. Bak Sedimentasi (F-210)

Fungsi : Menampung air sungai untuk mengendapkan kotorannya.

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Bentuk: Persegi panjang

Rate bahan masuk (W) = 124.142,6821 kg / jam

= 273.684,9570 lb / jam

= 76,0236 lb / s

Densitas (ρ) = 995,68 kg/cm^3 = 62,16 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,8007 cp = 0,8007 x 10^{-3} kg/m.s = 0,00054 lb/ft.dt

Rate volumetrik (Q) $= \dfrac{W}{\rho_{liquida}} = \dfrac{76{,}0236 \text{ lb/s}}{62{,}16 \text{ lb/ft}^3}$

= 1,2230 ft^3/s

= 124,6772 m^3/jam

Waktu pengendapan = 12 jam

Volume air = Rate volumetrik × waktu pengendapan

= (124,6772 m^3 / jam) × (12 jam) = 1.496,1268 m^3

Direncanakan :

90 % bak berisi air, sehingga :

Volume bak $= \dfrac{1.496{,}1268 \text{ m}^3}{0{,}9} = 1.662{,}3631 \text{ m}^3$

Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

Panjang : lebar : tinggi = 5 : 4 : 3

Volume bak = 5 m × 4 m × 3 m = 60 m^3

Sehingga :

Volume bak = 60 x^3

1.662,3631 m^3 = 60 x^3

x = 3,0259 m

Jadi ukuran bak sedimentasi :

Panjang = 5 × 3,0259 m = 15,1296 m

Lebar = 4 × 3,0259 m = 12,1037 m

Tinggi = 3 × 3,0259 m = 9,0778 m

Spesifikasi Alat :

- Nama alat : Bak Sedimentasi (F-213)
- Fungsi : Menampung air sungai untuk mengendapkan kotorannya.
- Bentuk : Persegi panjang
- Bahan : Beton Bertulang
- Kapasitas : 1.662,3631 m^3
- Panjang (P) : 15,1296 m
- Lebar (L) : 12,1037 m
- Tinggi (T) : 9,0778 m
- Jumlah : 1 buah

3. Pompa Air Sedimentasi (L-214)

Fungsi: Mengalirkan air bak sedimentasi (F-213) ke bak skimmer (F-215).

Tipe : Centrifugal pump

Bahan : Commersial steel

Rate bahan masuk (W) = 124.142,6821 kg / jam

= 273.684,9570 lb / jam

= 76,0236 lb / s

Suhu Operasi = 30 °C

Tekanan Operasi = 1 atm

Densitas (ρ) = 995,68 kg/cm^3 = 62,16 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,8007 cp = 0,8007 x 10^{-3} kg/m.s = 0,00054 lb/ft.dt

Rate volumetrik (Q) $= \dfrac{W}{\rho_{liquida}} = \dfrac{76{,}0236 \text{ lb/s}}{62{,}16 \text{ lb/ft}^3}$

= 1,2230 ft^3/s

= 548,9696 gpm

Diasumsikan aliran fluida turbulen, maka diperoleh :

$ID_{optimal} = 3{,}9\,(Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$ *(Peter & Timmerhaus, pers. 15, hlm 892)*

Sehingga : $ID_{optimal} = 3{,}9\,(1{,}2230)^{0,45} \times (62{,}16)^{0,13}$

= 7,3041 in

Standarisasi ID = 8 in Sch. 40 *(Geankoplis, App.A-5 hal. 892)*

Diperoleh :

- OD = 8,625 in = 0,7188 ft
- ID = 7,981 in = 0,6651 ft
- A = 0,3474 ft^2

– Menghitung kecepatan aliran fluida dalam pipa (V)

$v_1 = \dfrac{Q}{A_1} = 0$ (karena A_1 terlalu besar)

$v_2 = \dfrac{Q}{A_2} = \dfrac{1{,}2230}{0{,}3474} = 3{,}5205$

$\Delta v = v_2 - v_1$

$= 3{,}5205 - 0$

$= 3{,}5205$ ft/detik

– Menghitung Reynolds Number

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0{,}6651 \text{ ft} \times 3{,}5205 \text{ ft/dt} \times 62{,}16 \text{ lb/ft}^3}{0{,}00054 \text{ lb/ft} \cdot \text{dt}}$$

$N_{Re} = 269.526{,}1559 > 2100$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen.

(Mc. Cabe jilid II, hal. 47)

- Menentukan panjang pipa

  Direncanakan :

  Panjang pipa lurus = 180 ft

  Elbow 90° sebanyak 4 buah

  Dari Geankoplis, tabel 2.10-1, hal. 93, diperoleh :

  $$\frac{L}{D} = 35 \text{ in} = \frac{35 \times 7{,}981 \times 4}{12} = 93{,}1117 \text{ ft}$$

  Gate valve sebanyak 2 buah

  $$\frac{L}{D} = 9 \text{ in} = \frac{9 \times 7{,}981 \times 2}{12} = 11{,}9715 \text{ ft}$$

  Sehingga total panjang pipa (ΔL) = 180 + 93,1117 + 11,9715 = 285,0832 ft

- Perhitungan Friction Loss

  Bahan yang digunakan : Commersial Steel

  Dari Geankoplis fig. 2.10-3 hal. 88, diperoleh : .

  $\varepsilon = 4{,}6 \times 10^{-5}$ m

  $$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0{,}000046 \text{ m}}{0{,}2027 \text{ m}} = 0{,}0002$$

  Dengan N_{Re} = 269.526,1559 diperoleh f = 0,0045

  1. Friksi pada valve dan fitting

  $$F_1 = 4f\frac{\Delta L.v^2}{D.2g_c} = 4.(0{,}0045)\frac{(285{,}0832)\times(3{,}5205)^2}{(0{,}6651)\times 2(32{,}174)}$$

  $$= 1{,}4861 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

  2. Kontraksi

  $$\frac{A_2}{A_1} = 0$$

  $$Kc = 0{,}55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\,(1 - 0) = 0{,}55$$

  $$F_2 = Kc\,\frac{v^2}{2.\alpha.g_c} = 0{,}55\,\frac{(3{,}5205)^2}{2 \times 1 \times 32{,}147}$$

  $$= 0{,}1059 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

3. Sudden Enlargement

$$F_3 = \frac{v^2}{2.g_c}\left(1-\frac{A_2}{A_1}\right) = \frac{(3,5205)^2}{2 \times 32,147}(1-0)$$

$$= 0,1926 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

Sehingga total friksi $= \Sigma F = F_1 + F_2 + F_3$

$= 1,4861 + 0,1059 + 0,1926$

$= 1,7846 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$

– Menentukan Power Pompa

Direncanakan :

$\Delta z = 25$ ft

$\Delta P = 0$ (karena $P_1 = P_2$)

$v_1 = 0$

$v_2 = 3,5205$ ft/detik

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7.28, Geankoplis 6th hal . 64) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\left(\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c}\right) + \left(\frac{\Delta z \cdot g}{g_c}\right) + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$\alpha = 1$

Maka :

$$-W_S = \left(\frac{(3,5205^2)}{2 \times 1 \times (32,174)}\right) + \left(\frac{25 \times (32,147\, ft/\det^2)}{(32,174\, lb_m.ft/lb_f.\det^2)}\right) + 0 + 1,7846$$

$-W_S = 26,9773 \text{ lb}_f.\text{ft/lb}_m$

– Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

$$Wp = \frac{W_S \cdot Q \cdot \rho}{550}$$

$$= \frac{(26,9773) \times (1,2230) \times (62,16)}{550} = 3,7289 \text{ Hp}$$

Untuk kapasitas (Q) = 548,9696 gpm

η pompa = 83 % *(Peter & Timmerhaus, fig. 14-.37 hal 520)*

$$BHP = \frac{W_p}{\eta_{pompa}} = \frac{3,7289}{0,83} = 4,4927 \text{ Hp}$$

η motor = 84,8 % *(Peter & Timmerhaus, fig. 14.38 hal 520)*

$$\text{Hp (Daya aktual pompa)} = \frac{BHP}{\eta_{motor}} = \frac{4,4927}{0,848} = 5,2980 \text{ Hp} \approx 6 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Alat :

- Nama alat : Pompa Air Sedimentasi (L-214)
- Fungsinya : Mengalirkan air dari bak sedimentasi (F-213) ke bak skimmer (F-215).
- Tipe : Centrifugal pump
- Bahan : Commersial Steel
- Daya pompa : 6 Hp
- Jumlah : 1 buah

4. Bak Skimmer (F-215)

Fungsi : Menampung air sungai untuk mengendapkan kotoran yang masih mengapung.

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Bentuk : Persegi panjang

Rate bahan masuk (W) = 124.142,6821 kg / jam

= 273.684,9570 lb / jam

= 76,0236 lb / s

Densitas (ρ) = 995,68 kg/cm^3 = 62,16 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,8007 cp = 0,8007 x 10^{-3} kg/m.s = 0,00054 lb/ft.dt

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{W}{\rho_{liquida}} = \frac{76,0236 \text{ lb/s}}{62,16 \text{ lb/ft}^3}$$

= 1,2230 ft^3/s

= 124,6772 m^3/jam

Waktu pengendapan = 1 jam

Volume air = Rate volumetrik × waktu pengendapan

= (124,6772 m^3 / jam) × (1 jam) = 124,6772 m^3

Direncanakan :

90 % bak berisi air, sehingga :

$$\text{Volume bak} = \frac{124{,}6772\ m^3}{0{,}9} = 138{,}5303\ m^3$$

Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

Panjang : lebar : tinggi = 5 : 4 : 3

Volume bak = 5 m × 4 m × 3 m = 60 m^3

Sehingga :

Volume bak = 60 x^3

138,5303 m^3 = 60 x^3

x = 1,3217 m

Jadi ukuran bak sedimentasi :

Panjang = 5 × 1,3217 m = 6,6085 m

Lebar = 4 × 1,3217 m = 5,2868 m

Tinggi = 3 × 1,3217 m = 3,9651 m

Spesifikasi Alat :

- Nama alat : Bak Skimmer (F-215)
- Fungsi : Menampung air sungai untuk mengendapkan kotoran yang masih mengapung.
- Bentuk : Persegi panjang
- Bahan : Beton Bertulang
- Kapasitas : 138,5303 m^3
- Panjang (P) : 6,6085 m
- Lebar (L) : 5,2868 m
- Tinggi (T) : 3,9651 m
- Jumlah : 1 buah

5. Pompa Skimmer (L-216)

Fungsi: Mengalirkan air dari bak skimmer (F-215) ke bak Clarifier (H-210).

Tipe : Centrifugal pump

Bahan : Commersial steel

Rate bahan masuk (W) = 124.142,6821 kg / jam

= 273.684,9570 lb / jam

= 76,0236 lb / s

Suhu Operasi = 30 °C

Tekanan Operasi = 1 atm

Densitas (ρ) = 995,68 kg/cm^3 = 62,16 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,8007 cp = 0,8007 x 10^{-3} kg/m.s = 0,00054 lb/ft.dt

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{W}{\rho_{liquida}} = \frac{76{,}0236 \text{ lb/s}}{62{,}16 \text{ lb/ft}^3}$$

= 1,2230 ft^3/s

= 548,9696 gpm

Diasumsikan aliran fluida turbulen, maka diperoleh :

$ID_{optimal} = 3{,}9\,(Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$ *(Peter & Timmerhaus, pers. 15, hlm 892)*

Sehingga : $ID_{optimal} = 3{,}9\,(1{,}2230)^{0,45} \times (62{,}16)^{0,13}$

= 7,3041 in

Standarisasi ID = 8 in Sch. 40 *(Geankoplis, App.A-5 hal. 892)*

Diperoleh :

- OD = 8,625 in = 0,7188 ft
- ID = 7,981 in = 0,6651 ft
- A = 0,3474 ft^2

– Menghitung kecepatan aliran fluida dalam pipa (V)

$$v_1 = \frac{Q}{A_1} = 0 \quad \text{(karena } A_1 \text{ terlalu besar)}$$

$$v_2 = \frac{Q}{A_2} = \frac{1{,}2230}{0{,}3474} = 3{,}5205$$

$\Delta v = v_2 - v_1$

$= 3{,}5205 - 0$

$= 3{,}5205$ ft/detik

- Menghitung Reynolds Number

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0{,}6651 \text{ ft} \times 3{,}5205 \text{ ft/dt} \times 62{,}16 \text{ lb/ft}^3}{0{,}00054 \text{ lb/ft} \cdot \text{dt}}$$

$N_{Re} = 269.526{,}1559 > 2100$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen.

(Mc. Cabe jilid II, hal. 47)

- Menentukan panjang pipa

Direncanakan :

Panjang pipa lurus = 120 ft

Elbow 90° sebanyak 4 buah

Dari Geankoplis, tabel 2.10-1, hal. 93, diperoleh :

$$\frac{L}{D} = 35 \text{ in} = \frac{35 \times 7{,}981 \times 4}{12} = 93{,}1117 \text{ ft}$$

Gate valve sebanyak 2 buah

$$\frac{L}{D} = 9 \text{ in} = \frac{9 \times 7{,}981 \times 2}{12} = 11{,}9715 \text{ ft}$$

Sehingga total panjang pipa (ΔL) = $120 + 93{,}1117 + 11{,}9715 = 225{,}0832$ ft

- Perhitungan Friction Loss

Bahan yang digunakan : Commersial Steel

Dari Geankoplis fig. 2.10-3 hal. 88, diperoleh :

$\varepsilon = 4{,}6 \times 10^{-5}$ m

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0{,}000046 \text{ m}}{0{,}2027 \text{ m}} = 0{,}0002$$

Dengan N_{Re} = 269.526,1559 diperoleh f = 0,0045

1. Friksi pada valve dan fitting

$$F_1 = 4f\frac{\Delta L.v^2}{D.2g_c} = 4.(0{,}0045)\frac{(225{,}0832) \times (3{,}5205)^2}{(0{,}6651) \times 2(32{,}174)}$$

$$= 1{,}1733 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

2. Kontraksi

$$\frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$Kc = 0{,}55\left(1-\frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\,(1-0) = 0{,}55$$

$$F_2 = Kc\,\frac{v^2}{2.\alpha.g_c} = 0{,}55\,\frac{(3{,}5205)^2}{2\times 1\times 32{,}147}$$

$$= 0{,}1059 \;\; ft.lb_f / lb_m$$

3. Sudden Enlargement

$$F_3 = \frac{v^2}{2.g_c}\left(1-\frac{A_2}{A_1}\right) = \frac{(3{,}5205)^2}{2\;\times\;32{,}147}(1-0)$$

$$= 0{,}1926 \;\; ft.lb_f / lb_m$$

Sehingga total friksi $= \Sigma F = F_1 + F_2 + F_3$

$= 1{,}1733 + 0{,}1059 + 0{,}1926$

$= 1{,}4719 \;\; ft.lb_f / lb_m$

– Menentukan Power Pompa

Direncanakan :

$\Delta z =$ 25 ft

$\Delta P =$ 0 (karena $P_1 = P_2$)

$v_1 =$ 0

$v_2 =$ 3,5205 ft/detik

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7.28, Geankoplis 6th hal . 64) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\left(\frac{\Delta v^2}{2\cdot\alpha\cdot g_c}\right) + \left(\frac{\Delta z\cdot g}{g_c}\right) + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$\alpha = 1$

Maka :

$$-W_S = \left(\frac{(3{,}5205^2)}{2\times1\times(32{,}174)}\right)+\left(\frac{25\times(32{,}147\,ft/\det^2)}{(32{,}174\,lb_m.ft/lb_f.\det^2)}\right)+0+1{,}4719$$

$-W_S$ = 26,6645 lb_f.ft/lb_m

– Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

$$Wp = \frac{W_S \cdot Q \cdot \rho}{550}$$

$$= \frac{(26{,}6645)\times(1{,}2230)\times(62{,}16)}{550} = 3{,}6857 \text{ Hp}$$

Untuk kapasitas (Q) = 548,9696 gpm

η pompa = 83 % *(Peter & Timmerhaus, fig. 14-.37 hal 520)*

$$BHP = \frac{W_p}{\eta_{pompa}} = \frac{3{,}6857}{0{,}83} = 4{,}4406 \text{ Hp}$$

η motor = 84,8 % *(Peter & Timmerhaus, fig. 14.38 hal 520)*

$$\text{Hp (Daya aktual pompa)} = \frac{BHP}{\eta_{motor}} = \frac{4{,}4406}{0{,}848} = 5{,}2365 \text{ Hp} \approx 6 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Alat :

- Nama alat : Pompa ke Peralatan (L-214)
- Fungsinya : Mengalirkan air dari bak skimmer (F-215) ke bak Clarifier (H-210).
- Tipe : Centrifugal pump
- Bahan : Commersial Steel
- Daya pompa : 6 Hp
- Jumlah : 1 buah

6. Bak Clarifier (H-210)

Fungsi : Sebagai tempat terjadinya flokulasi yaitu dengan jalan menambahkan alum $Al_2(SO_4)_3$ .18 H_2O 30 % sebanyak 80 ppm (0,8 kg/m^3).

Rate bahan masuk (W) = 124.142,6821 kg / jam
= 273.684,9570 lb / jam
= 76,0236 lb / s

Suhu Operasi = 30 °C

Tekanan Operasi = 1 atm

Densitas (ρ) = 995,68 kg/cm^3 = 62,16 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,8007 cp = 0,8007 x 10^{-3} kg/m.s = 0,00054 lb/ft.dt

Rate volumetrik (Q) $= \dfrac{W}{\rho_{liquida}} = \dfrac{76{,}0236 \text{ lb/s}}{62{,}16 \text{ lb/ft}^3}$

= 1,2230 ft^3/s
= 124,6772 m^3/jam

Waktu tinggal = 4 jam

Volume air = Rate volumetrik × waktu pengendapan
= (124,6772 m^3 / jam) × (4 jam) = 498,7089 m^3

Direncanakan :

90 % bak berisi air, sehingga :

Volume bak $= \dfrac{498{,}7089 \text{ m}^3}{0{,}9} = 554{,}1210 \text{ m}^3$

Kebutuhan alum = 0,08 kg/m^3 × 554,1210 m^3 × 30 %
= 13,2989 kg/jam

Kebutuhan alum tiap hari $= \dfrac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \times 13{,}2989 \text{ kg/jam} = 319{,}1737 \text{ kg/hari}$

Tangki berbentuk silinder dengan tutup bawah berbentuk conical :

Volume tangki $= \dfrac{\pi \times D^3}{24 \times \tan 1/2\alpha} + \dfrac{\pi}{4} D^2 \times Ls$

diasumsikan L =1,5 D

Tutup membentuk sudut (α) = 60°

Direncanakan tangki clarifier berjumlah 1 buah, sehingga :

$$554{,}1210\ m^3 = \frac{\pi \times D^3}{24 \times \tan 1/2\alpha} + \frac{\pi}{4} D^2 \times 1{,}5\,D$$

$$554{,}1210\ m^3 = 0{,}2267\ D^3 + 1{,}1775\ D^3$$

$$D = 7{,}3349\ m$$

Menentukan tinggi clarifier :

Tinggi shell = Ls = 1,5 x D = 1,5 × 7,3349 m = 11,0023 m

Tinggi tutup bawah berbentuk conis :

$$tg\ 1/2\alpha = \frac{1/2.Di}{h}$$

$$h = \frac{1/2.D}{tg\,1/2\alpha} = \frac{1/2\ (7{,}3349)}{tg\,30^\circ}$$

$$= 6{,}3522\ m$$

Tinggi tangki = tinggi shell + tinggi tutup bawah

= 11,0023 m + 6,3522 m

= 17,3545 m

Jadi ukuran tangki clarifier :

Diameter = 7,3349 m

Tinggi = 17,3545 m

Perencanaan pengaduk :

Digunakan pengaduk jenis turbine with 6 blades at 45° angle

(G.G. Brown, hal 507)

Data – data jenis pengaduk :

Dt/Di = 3,0

Zi/Di = 0,75 – 1,3

Zl/Di = 2,7 – 3,9

W/Di = 0,17

Dimana :

Dt = diameter dalam tangki

Di = diameter impeller

Zi = tinggi impeller dari dasar tangki

Zl = tinggi zat cair dalam silinder

W = lebar baffle impeller

Menentukan diameter impeller

Dt/Di = 3

$$Di = \frac{Dt}{3} = \frac{7{,}3349\ m}{3} = 2{,}4450\ m = 8{,}0214\ ft$$

Menentukan tinggi impeller dari dasar tangki

Zi/Di = 0,75 – 1,3 (diambil 0,9)

Zi = 0,9 Di = 0,9 × 2,4450 m = 2,2005 m

Menentukan panjang impeller

$$\frac{L}{Di} = \frac{1}{3}$$

L = 1/3 Di = 1/3 × 2,4450 m = 0,8150 m

Menentukan lebar impeller

$$\frac{W}{Di} = 0{,}17$$

W = 0,17 × 2,4450 m = 0,4156 m

Menentukan daya pengaduk

Motor penggerak = 200 – 250 (diambil V = 220)

$V = \pi \times Di \times n$ *(G.G. Brown, hal 507)*

$$N_{Re} = \frac{n \times Di^2 \times \rho}{\mu}$$

$$P = \frac{\Phi \times \rho \times n^3 \times Di^5}{gc}$$

Dimana : n = putaran pengaduk (rpm)

Di = diameter impeller (ft)

P = daya motor (Hp)

V = motor penggerak

ρ = 1 g / cm^3 = 62,43 lb / ft^3

μ = viscositas (0,03228 lb / ft.menit)

gc = 32,2 lb.ft / det^2.lbf = 115920 lb.ft / menit^2.lbf

Φ = 7

(G.G. Brown, hal 507)

Sehingga :

$$n = \frac{V}{\pi \times Di} = \frac{220}{\pi \times (8{,}0214)} = 8{,}7346 \approx 8{,}7 \text{ rpm}$$

$$N_{Re} = \frac{8{,}7 \times (8{,}0214)^2 \times 62{,}43}{0{,}03228}$$

N_{Re} = 1.082.629,4786 (aliran turbulen)

$$P = \frac{7 \times (62{,}43) \times (8{,}7)^3 \times (8{,}0214)^5}{115920}$$

P = 82.440,6920 lb.ft / menit = 1.374,0115 lb.ft / det = 2,4981 Hp

Ditetapkan : η motor = 80 %, η pengaduk = 60 %

Maka : $P = \frac{2{,}4981 \text{ Hp}}{0{,}8 \times 0{,}6} = 5{,}2044 \text{ Hp} \approx 6 \text{ Hp}$

Spesifikasi tangki clarifier :

- Bentuk : Tangki silinder tutup bawah berbentuk conical
- Diameter tangki (D) : 7,3349 m
- Tinggi (H) : 17,3545 m
- Diameter impeller (Di): 2,4450 m
- Lebar impeller (W) : 0,4156 m
- Daya motor : 6 Hp
- Bahan : Carbon Steel SA-240 Grade M type 316
- Jumlah : 1 buah

7. Sand Filter (H-217)

Fungsi : Tempat untuk menyaring zat-zat yang terikut setelah dari tangki Clarifier.

Direncanakan : Tangki mendatar

Rate bahan masuk (W) = 124.142,6821 kg / jam

= 273.684,9570 lb / jam

= 76,0236 lb / s

Suhu Operasi = 30 °C

Tekanan Operasi = 1 atm

Densitas (ρ) = 995,68 kg/cm^3 = 62,16 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,8007 cp = 0,8007 x 10^{-3} kg/m.s = 0,00054 lb/ft.dt

Rate volumetrik (Q) $= \dfrac{W}{\rho_{liquida}} = \dfrac{76{,}0236 \text{ lb/s}}{62{,}16 \text{ lb/ft}^3}$

= 1,2230 ft^3/s

= 124,6772 m^3/jam

Waktu tinggal = 30 menit = 0,5 jam

Volume air = Rate volumetrik × waktu pengendapan

= (124,6772 m^3 / jam) × (0,5 jam) = 62,3386 m^3

Direncanakan volume liquid = 80 % volume bak, sehingga :

Volume tangki $= \dfrac{62{,}3386 \text{ m}^3}{0{,}8} = 77{,}9233 \text{ m}^3$

Volume ruang kosong = 20 % volume tangki

Volume ruang kosong = (20 %) × (77,9233 m^3) = 15,5847 m^3

$$\text{Porositas} = \frac{V_{\text{ruang kosong}}}{V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{padatan}}}$$

Diasumsikan porositas bed sebesar 0,2 maka

$$0{,}2 = \frac{15{,}5847 \text{ m}^3}{15{,}5847 \text{ m}^3 + V_{\text{padatan}}}$$

$$0{,}2\,(15{,}5847 \text{ m}^3 + V_{\text{padatan}}) = 15{,}5847 \text{ m}^3$$

$$3{,}1169 \text{ m}^3 + 0{,}2\, V_{\text{padatan}} = 15{,}5847 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{padatan}} = 62{,}3386 \text{ m}^3$$

Volume total tangki $= V_{\text{padatan}} + V_{\text{air}}$

$= 62{,}3386 \text{ m}^3 + 62{,}3386 \text{ m}^3$

$= 124{,}6772 \text{ m}^3$

Menentukan dimensi tangki

Volume silinder = $\frac{1}{4}\pi \cdot D_i^2 \cdot L_s$

Diasumsikan L_s = $1{,}5\ D_i$

$124{,}6772\ m^3 = \frac{1}{4}\pi \cdot (D_i)^2 \cdot 1{,}5\ D_i$

$124{,}6772\ m^3 = 1{,}179\ D_i^3$

D_i = 4,7289 m

Jadi tinggi silinder (L_s) = 1,5 × 4,7289 m = 7,0933 m

Menentukan tinggi tutup atas dan bawah (h)

$h = 0{,}0756\ D_i^3$

$= 0{,}0756\ (4{,}7289\ m)^3 = 26{,}9817\ m^3 = 2{,}9993\ m$

Jadi tinggi total tangki = $L_s + 2h$

= 7,0933 m + 2(2,9993) m = 13,0920 m

Spesifikasi Alat :

- Nama Alat : Sand Filter (H-217)
- Fungsi : Tempat untuk menyaring zat-zat yang terikut setelah dari tangki Clarifier.
- Tipe : Tangki silinder mendatar
- Tinggi (Ls) : 7,0933 m
- Diameter (Di) : 4,7289 m
- Jumlah : 1 buah

8. Bak Penampung Air Bersih (F-218)

Fungsi : Menampung air bersih untuk didistribusikan ke proses selanjutnya.

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Bentuk : Persegi panjang

Rate bahan masuk (W) = 124.142,6821 kg / jam

= 273.684,9570 lb / jam

= 76,0236 lb / s

Densitas (ρ) = 995,68 kg/cm^3 = 62,16 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,8007 cp = $0{,}8007 \times 10^{-3}$ kg/m.s = 0,00054 lb/ft.dt

Rate volumetrik (Q) $= \frac{W}{\rho_{liquida}} = \frac{76{,}0236 \text{ lb/s}}{62{,}16 \text{ lb/ft}^3}$

$= 1{,}2230 \text{ ft}^3/\text{s}$

$= 124{,}6772 \text{ m}^3/\text{jam}$

Waktu tinggal = 24 jam

Volume air = Rate volumetrik × waktu pengendapan

$= (124{,}6772 \text{ m}^3/\text{jam}) \times (24 \text{ jam}) = 2.992{,}2536 \text{ m}^3$

Direncanakan :

90 % bak berisi air, sehingga :

Volume bak $= \frac{2.992{,}2536 \text{ m}^3}{0{,}9} = 3.324{,}7263 \text{ m}^3$

Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

Panjang : lebar : tinggi = 5 : 4 : 3

Volume bak $= 5 \text{ m} \times 4 \text{ m} \times 3 \text{ m} = 60 \text{ m}^3$

Sehingga :

Volume bak $= 60 x^3$

$3.324{,}7263 \text{ m}^3 = 60 x^3$

$x = 3{,}8124 \text{ m}$

Jadi ukuran bak sedimentasi :

Panjang $= 5 \times 3{,}8124 \text{ m} = 19{,}0621 \text{ m}$

Lebar $= 4 \times 3{,}8124 \text{ m} = 15{,}2497 \text{ m}$

Tinggi $= 3 \times 3{,}8124 \text{ m} = 11{,}4373 \text{ m}$

Spesifikasi Alat :

- Nama alat : Bak Air Bersih (F-218)

Fungsi : Menampung air bersih untuk didistribusikan ke proses selanjutnya.

- Bentuk : Persegi panjang
- Bahan : Beton Bertulang
- Kapasitas : $3.324{,}7263 \text{ m}^3$
- Panjang (P) : 19,0621 m
- Lebar (L) : 15,2497 m

- Tinggi (T) : 11,4373 m
- Jumlah : 1 buah

9. Pompa Demineralizer (L-231)

Fungsi : Untuk mengalirkan air dari bak air bersih (F-218) ke kation exchanger (D-230A).

Tipe : Centrifugal pump

Bahan : Commersial steel

Rate bahan masuk (W) = 4.116,6852 kg / jam

= 9.075,6442 lb / jam

= 2,5210 lb / s

Densitas (ρ) = 995,68 kg/cm^3 = 62,16 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,8007 cp = 0,8007 x 10^{-3} kg/m.s = 0,00054 lb/ft.dt

Rate volumetrik (Q) $= \dfrac{W}{\rho_{liquida}} = \dfrac{2{,}5210 \text{ lb/s}}{62{,}16 \text{ lb/ft}^3}$

= 0,0406 ft^3/s = 18,2043 gpm

Diasumsikan aliran fluida turbulen, maka diperoleh :

$ID_{optimal} = 3{,}9\,(Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$ *(Peter & Timmerhaus, pers. 15, hlm 892)*

Sehingga : $ID_{optimal} = 3{,}9\,(0{,}0406)^{0,45} \times (62{,}16)^{0,13}$

= 1,5771 in

Standarisasi ID = 2 in Sch. 40 *(Geankoplis, App.A-5 hal. 892)*

Diperoleh :

-OD = 2,375 in = 0,1979 ft

- ID = 2,067 in = 0,1723 ft

- A = 0,02330 ft^2

– Menghitung kecepatan aliran fluida dalam pipa (V)

$v_1 = \dfrac{Q}{A_1} = 0$ (karena A_1 terlalu besar)

$v_2 = \dfrac{Q}{A_2} = \dfrac{0{,}0406}{0{,}02330} = 1{,}7406$

$\Delta v = v_2 - v_1$

$= 1{,}7406 - 0$

$= 1{,}7406$ ft/detik

- Menghitung Reynolds Number

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0{,}1723 \text{ ft} \times 1{,}7406 \text{ ft/dt} \times 62{,}16 \text{ lb/ft}^3}{0{,}00054 \text{ lb/ft} \cdot \text{dt}}$$

$N_{Re} = 34.513{,}1429 > 2100$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen.

(Mc. Cabe jilid II, hal. 47)

- Menentukan panjang pipa

Direncanakan :

Panjang pipa lurus = 150 ft

Elbow 90° sebanyak 4 buah

Dari Geankoplis, tabel 2.10-1, hal. 93, diperoleh :

$$\frac{L}{D} = 35 \text{ in} = \frac{35 \times 2{,}067 \times 4}{12} = 24{,}1150 \text{ ft}$$

Gate valve sebanyak 2 buah

$$\frac{L}{D} = 9 \text{ in} = \frac{9 \times 2{,}067 \times 2}{12} = 3{,}1005 \text{ ft}$$

Sehingga total panjang pipa (ΔL) = $150 + 24{,}1150 + 3{,}1005 = 177{,}2155$ ft

- Perhitungan Friction Loss

Bahan yang digunakan : Commersial Steel

Dari Geankoplis fig. 2.10-3 hal. 88, diperoleh :

$\varepsilon = 4{,}6 \times 10^{-5}$ m

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0{,}000046 \text{ m}}{0{,}0525 \text{ m}} = 0{,}0009$$

Dengan N_{Re} = 34.513,1429 diperoleh f = 0,0063

1. Friksi pada valve dan fitting

$$F_1 = 4f\frac{\Delta L.v^2}{D.2g_c} = 4.(0{,}0063)\frac{(177{,}2155) \times (1{,}7406)^2}{(0{,}1723) \times 2(32{,}174)}$$

$$= 1{,}2207 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

2. Kontraksi

$$\frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$Kc = 0{,}55\left(1-\frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\,(1-0) = 0{,}55$$

$$F_2 = Kc\,\frac{v^2}{2.\alpha.g_c} = 0{,}55\,\frac{(1{,}7406)^2}{2\times 1\times 32{,}174}$$

$$= 0{,}0259 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

3. Sudden Enlargement

$$F_3 = \frac{v^2}{2.g_c}\left(1-\frac{A_2}{A_1}\right) = \frac{(1{,}7406)^2}{2\times 32{,}174}(1-0)$$

$$= 0{,}0471 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

Sehingga total friksi $= \Sigma F = F_1 + F_2 + F_3$

$= 1{,}2207 + 0{,}0259 + 0{,}0471$

$= 1{,}2937 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$

– Menentukan Power Pompa

Direncanakan :

$\Delta z =$ 35 ft

$\Delta P =$ 0 (karena $P_1 = P_2$)

$v_1 = 0$

$v_2 =$ 1,7406 ft/detik

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7.28, Geankoplis 6th hal . 64) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\left(\frac{\Delta v^2}{2\cdot\alpha\cdot g_c}\right) + \left(\frac{\Delta z\cdot g}{g_c}\right) + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$\alpha = 1$

Maka :

$$-W_S = \left(\frac{(1{,}7406^2)}{2\times1\times(32{,}174)}\right)+\left(\frac{35\times(32{,}147\,ft/det^2)}{(32{,}174\,lb_m.ft/lb_f.det^2)}\right)+0+1{,}2937$$

$-W_S$ = 36,3408 lb_f .ft/lb_m

– Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

$$Wp = \frac{W_S \cdot Q \cdot \rho}{550}$$

$$= \frac{(36{,}3408)\times(0{,}0406)\times(62{,}16)}{550} = 0{,}1666\ Hp$$

Untuk kapasitas (Q) = 18,2043 gpm

η pompa = 18 % *(Peter & Timmerhaus, fig. 1-.37 hal 520)*

$$BHP = \frac{W_P}{\eta} = \frac{0{,}1666}{0{,}18} = 0{,}9254\ Hp$$

η motor = 80 % *(Peter & Timmerhaus, fig. 14.37 hal 520)*

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{0{,}9254}{0{,}80} = 1{,}1568\ Hp \approx 1{,}5\ Hp$$

Spesifikasi Alat :

- Nama alat : Pompa Deminerlizer (L-231)
- Fungsinya : Mengalirkan air dari bak air bersih (F-218) ke kation exchanger (D-220A).
- Tipe : Centrifugal pump
- Bahan : Commersial Steel
- Daya pompa : 1,5 Hp
- Jumlah : 1 buah

10. Kation Exchanger (D-230A)

Fungsi : Untuk menghilangkan ion-ion positif yang dapat menyebabkan kesadahan air.

Resin yang digunakan adalah Hidrogen exchanger (H_2Z). Dimana tiap 1 m^3 H_2Z dapat menghilangkan 6500 – 9000 gram hardness. Direncanakan H_2Z yang digunakan sebanyak 7500 g/m^3.

Rate bahan masuk (W) = 4.116,6852 kg / jam

= 9.075,6442 lb / jam

= 2,5210 lb / s

Densitas (ρ) = 995,68 kg/cm^3 = 62,16 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,8007 cp = 0,8007 x 10^{-3} kg/m.s = 0,00054 lb/ft.dt

Rate volumetrik (Q) $= \dfrac{W}{\rho_{liquida}} = \dfrac{2,5210 \text{ lb/s}}{62,16 \text{ lb/ft}^3}$

= 0,0406 ft^3/s

= 18,2043 gpm

Direncanakan tangki berbentuk silinder dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished, dengan :

- Kecepatan air (v) = 5 gpm / ft^2
- Tinggi bed = 3 m

Luas penampang bed (A) = $\dfrac{Q}{v}$

$= \dfrac{18,2043 \text{ gpm}}{5 \text{ gpm/ft}^2} = 3,6409 \text{ ft}^2 = 0,3383 \text{ m}^2$

Volume bed = Luas bed × tinggi bed

= 0,3383 m^2 × 3 m

= 1,0148 m^3

$A = \frac{1}{4}\pi \times d^2$

$0,3383 \text{ m}^2 = \frac{1}{4}\pi \times d^2$

d = 0,6564 m

Direncanakan :

H/d= 3

H = 3 × 0,6564 m

= 1,9693 m

Volume tangki :

$V = A \times H$

$= 0{,}3383\ m^2 \times 1{,}9693\ m = 0{,}6661\ m^3$

Diasumsikan : tiap 1 galon air mengandung 5 grain kation, maka :

Kandungan kation dalam air = 18,2043 gpm × 60 men/jam ×5 grain/gal

= 5.461,29 grain/jam

Dalam 0,6661 m^3 H_2Z dapat menghilangkan hardness sebanyak :

$= 0{,}6661\ m^3 \times 7500\ g/m^3$

$$= 4.995{,}9075\ g \times \frac{1\ lb}{453{,}59\ g} \times \frac{7000\ grain}{1\ lb}$$

$= 77.099{,}0379$ grain

$$\text{Umur resin} = \frac{77.099{,}0379\ \text{grain}}{5.461{,}29\ \text{grain/jam}} = 14{,}1174\ \text{jam} \approx 14\ \text{jam}$$

Jadi setelah 14 jam resin harus segera diregenerasi dengan menambahkan asamsulfat atau asamklorida.

Spesifikasi Alat :

- Nama Alat : Kation Exchanger (D-230A)
- Fungsi : Untuk menghilangkan ion-ion positif yang dapat menyebabkan kesadahan air.
- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-240 Grade M type 316
- Diameter : 0,6564 m
- Tinggi : 1,9693 m
- Jumlah : 1 buah

11. Anion Exchanger (D-230B)

Fungsi : Untuk menghilangkan ion-ion negatif yang dapat menyebabkan kesadahan air.

Resin yang digunakan adalah De-Acidite (DOH). Dimana tiap 1 m^3 DOH dapat menghilangkan 6.500 – 9.000 gram hardness. Direncanakan DOH yang digunakan sebanyak 6.500 g/m^3.

Volume tangki :

$V = A \times H$

$= 0.3763\ m^2 \times 1.0903\ m = 0.6601\ m^3$

Dimensikan : tiap 1 gelas air mengandung 5 grain kation, maka :

Kandungan kation dalam air = 18.2042 ppm × 60 mol/jam × 5 grain/kgmol

= 5.461.279 grain/jam

Dalam 0.0601 m^3 H-X dapat mengikatkan kandungan sebanyak :

$= 0.0601\ m^3 \times 7500\ grain/m^3$

$= 4.995.9075\ g \times \frac{1\ lb}{453.59\ g} \times \frac{7000\ grain}{1\ lb}$

= 77.099.0779 grain

$\text{Umur resin} = \frac{77.099.0779\ grain}{5.461.279\ grain/jam} = 14.1174\ jam = 14\ jam$

Jadi setelah 14 jam resin harus segera diregenerasi dengan mengembalikan asamnya dan asam klorida

Spesifikasi alat :

- Nama Alat : Kation Exchanger (D-230A)
- Fungsi : Untuk mengikatkan ion-ion positif yang dapat mengadakan kesadahan air.
- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-240 Grade M type 316
- Diameter : 0.6584 m
- Tinggi : 1.0903 m
- Jumlah : 1 buah

11. Anion Exchanger (D-230B)

Fungsi : Untuk mengikatkan ion-ion negatif yang dapat mengadakan kesadahan air.

Resin yang digunakan adalah De-Acidite (DOH). Dimana tiap 1 m^3 DOH dapat mengikatkan 6.500 – 9.000 grain hardness. Dimensikan DOH yang digunakan sebanyak 0.500 g/m^3.

Rate bahan masuk (W) = 4.116,6852 kg / jam

= 9.075,6442 lb / jam

= 2,5210 lb / s

Densitas (ρ) = 995,68 kg/cm^3 = 62,16 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,8007 cp = 0,8007 x 10^{-3} kg/m.s = 0,00054 lb/ft.dt

Rate volumetrik (Q) $= \frac{W}{\rho_{liquida}} = \frac{2,5210 \text{ lb/s}}{62,16 \text{ lb/ft}^3}$

= 0,0406 ft^3/s

= 18,2043 gpm

Direncanakan tangki berbentuk silinder dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished, dengan :

- Kecepatan air (v) = 5 gpm / ft^2
- Tinggi bed = 3 m

Luas penampang bed (A) $= \frac{Q}{v}$

$= \frac{18,2043 \text{ gpm}}{5 \text{ gpm/ft}^2} = 3,6409 \text{ ft}^2 = 0,3383 \text{ m}^2$

Volume bed = Luas bed × tinggi bed

= 0,3383 m^2 × 3 m

= 1,0148 m^3

$A = \frac{1}{4}\pi \times d^2$

$0,3383 \text{ m}^2 = \frac{1}{4}\pi \times d^2$

d = 0,6564 m

Direncanakan :

H/d= 3

H = 3 × 0,6564 m

= 1,9693 m

Volume tangki :

$V = A \times H$

$= 0{,}3383\ m^2 \times 1{,}9693\ m = 0{,}6661\ m^3$

Diasumsikan : tiap 1 galon air mengandung 5 grain anion, maka :

Kandungan anion dalam air = 18,2043 gpm × 60 men/jam ×5 grain/gal

= 5.461,29 grain/jam

Dalam 0,6661 m^3 DOH dapat menghilangkan hardness sebanyak :

$= 0{,}6661\ m^3 \times 6500\ g/m^3$

$$= 4.329{,}7865\ g \times \frac{1\ lb}{453{,}59\ g} \times \frac{7000\ grain}{1\ lb}$$

$= 66.819{,}1662$ grain

$$\text{Umur resin} = \frac{66.819{,}1662\ grain}{5.461{,}29\ grain/jam} = 12{,}2351\ jam \approx 12\ jam$$

Jadi setelah 12 jam resin harus segera diregenerasi dengan menambahkan natriumkarbonat atau natriumhidroksida.

Spesifikasi Alat:

- Nama Alat : Anion Exchanger (D-230B)
- Fungsi : Untuk menghilangkan ion-ion negatif yang dapat menyebabkan kesadahan air
- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-240 Grade M type 316
- Diameter : 0,6564 m
- Tinggi : 1,9693 m
- Jumlah : 1 buah

12. Bak Air Lunak (F-232)

Fungsi : Menampung air bersih untuk umpan air boiler

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Bentuk : Persegi panjang

Rate bahan masuk (W) = 4.116,6852 kg / jam

= 9.075,6442 lb / jam

= 2,5210 lb / s

Densitas (ρ) = 995,68 kg/cm^3 = 62,16 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,8007 cp = 0,8007 x 10^{-3} kg/m.s = 0,00054 lb/ft.dt

Rate volumetrik (Q) $= \frac{W}{\rho_{liquida}} = \frac{2,5210 \text{ lb/s}}{62,16 \text{ lb/ft}^3}$

= 0,0406 ft^3/s

= 4,1344 m^3/jam

Waktu tinggal = 8 jam

Volume air = Rate volumetrik × waktu pengendapan

= (4,1344 m^3 / jam) × (8 jam) = 33,0753 m^3

Direncanakan :

90 % bak berisi air, sehingga :

Volume bak $= \frac{33,0753 \text{ m}^3}{0,9} = 36,7503 \text{ m}^3$

Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

Panjang : lebar : tinggi = 5 : 4 : 3

Volume bak = 5 m × 4 m × 3 m = 60 m^3

Sehingga :

Volume bak = 60 x^3

36,7503 m^3 = 60 x^3

x = 0,8493 m

Jadi ukuran bak sedimentasi :

Panjang = 5 × 0,8493 m = 4,2463 m

Lebar = 4 × 0,8493 m = 3,3970 m

Tinggi = 3 × 0,8493 m = 2,5478 m

Spesifikasi Alat :

- Nama alat : Bak Air Lunak (F-232)
- Fungsi : Menampung air bersih untuk umpan air boiler.
- Bentuk : Persegi panjang
- Bahan : Beton Bertulang
- Kapasitas : 36,7503 m^3
- Panjang (P) : 4,2463 m

- Lebar (L) : 3,3970 m
- Tinggi (T) : 2,5478 m
- Jumlah : 1 buah

13. Pompa Deaerator (L-242)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air lunak (F-232) ke deaerator (D-243).

Tipe : Centrifugal pump

Bahan : Commersial steel

Rate bahan masuk (W) = 4.116,6852 kg / jam

= 9.075,6442 lb / jam

= 2,5210 lb / s

Densitas (ρ) = 995,68 kg/cm^3 = 62,16 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,8007 cp = 0,8007 x 10^{-3} kg/m.s = 0,00054 lb/ft.dt

Rate volumetrik (Q) $= \dfrac{W}{\rho_{liquida}} = \dfrac{2,5210 \text{ lb/s}}{62,16 \text{ lb/ft}^3}$

= 0,0406 ft^3/s = 18,2043 gpm

Diasumsikan aliran fluida turbulen, maka diperoleh :

$ID_{optimal} = 3,9\,(Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$ *(Peter & Timmerhaus, pers. 15, hlm 892)*

Sehingga : $ID_{optimal} = 3,9\,(0,0406)^{0,45} \times (62,16)^{0,13}$

= 1,5771 in

Standarisasi ID = 2 in Sch. 40 *(Geankoplis, App.A-5 hal. 892)*

Diperoleh :

-OD = 2,375 in = 0,1979 ft

- ID = 2,067 in = 0,1723 ft

- A = 0,02330 ft^2

– Menghitung kecepatan aliran fluida dalam pipa (V)

$v_1 = \dfrac{Q}{A_1} = 0$ (karena A_1 terlalu besar)

$v_2 = \dfrac{Q}{A_2} = \dfrac{0,0406}{0,02330} = 1,7406$

$\Delta v = v_2 - v_1$

$= 1{,}7406 - 0$

$= 1{,}7406$ ft/detik

- Menghitung Reynolds Number

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0{,}1723 \text{ ft} \times 1{,}7406 \text{ ft/dt} \times 62{,}16 \text{ lb/ft}^3}{0{,}00054 \text{ lb/ft} \cdot \text{dt}}$$

$N_{Re} = 34.513{,}1429 > 2100$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen.

(Mc. Cabe jilid II, hal. 47)

- Menentukan panjang pipa

Direncanakan :

Panjang pipa lurus = 100 ft

Elbow 90° sebanyak 4 buah

Dari Geankoplis, tabel 2.10-1, hal. 93, diperoleh :

$$\frac{L}{D} = 35 \text{ in} = \frac{35 \times 2{,}067 \times 4}{12} = 24{,}1150 \text{ ft}$$

Gate valve sebanyak 2 buah

$$\frac{L}{D} = 9 \text{ in} = \frac{9 \times 2{,}067 \times 2}{12} = 3{,}1005 \text{ ft}$$

Sehingga total panjang pipa (ΔL) = $100 + 24{,}1150 + 3{,}1005 = 127{,}2155$ ft

- Perhitungan Friction Loss

Bahan yang digunakan : Commersial Steel

Dari Geankoplis fig. 2.10-3 hal. 88, diperoleh :

$\varepsilon = 4{,}6 \times 10^{-5}$ m

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0{,}000046 \text{ m}}{0{,}0525 \text{ m}} = 0{,}0009$$

Dengan N_{Re} = 34.513,1429 diperoleh f = 0,0063

1. Friksi pada valve dan fitting

$$F_1 = 4f\frac{\Delta L.v^2}{D.2g_c} = 4.(0,0063)\frac{(127,2155)\times(1,7406)^2}{(0,1723)\times 2(32,174)}$$

$$= 0,8763 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

2. Kontraksi

$$\frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$Kc = 0,55\left(1-\frac{A_2}{A_1}\right) = 0,55\,(1-0) = 0,55$$

$$F_2 = Kc\,\frac{v^2}{2.\alpha.g_c} = 0,55\,\frac{(1,7406)^2}{2\times 1\times 32,174}$$

$$= 0,0259 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

3. Sudden Enlargement

$$F_3 = \frac{v^2}{2.g_c}\left(1-\frac{A_2}{A_1}\right) = \frac{(1,7406)^2}{2\times 32,174}(1-0)$$

$$= 0,0471 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

Sehingga total friksi $= \Sigma F = F_1 + F_2 + F_3$

$= 0,8763 + 0,0259 + 0,0471$

$= 0,9493 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$

– Menentukan Power Pompa

Direncanakan :

Δz = 35 ft

ΔP = 0 (karena $P_1 = P_2$)

v_1 = 0

v_2 = 1,7406 ft/detik

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7.28, Geankoplis 6th hal . 64) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\left(\frac{\Delta v^2}{2\cdot\alpha\cdot g_c}\right)+\left(\frac{\Delta z\cdot g}{g_c}\right)+\frac{\Delta P}{\rho}+\sum F+W_S=0$$

α = 1

Maka :

$$-W_S = \left(\frac{(1{,}7406^2)}{2\times1\times(32{,}174)}\right)+\left(\frac{35\times(32{,}147\,ft/det^2)}{(32{,}174\,lb_m.ft/lb_f.det^2)}\right)+0+0{,}9493$$

$-W_S$ = 35,9964 lb_f .ft/lb_m

– Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

$$Wp = \frac{W_S\cdot Q\cdot\rho}{550}$$

$$= \frac{(35{,}9964)\times(0{,}0406)\times(62{,}16)}{550} = 0{,}1650\ Hp$$

Untuk kapasitas (Q) = 18,2043 gpm

η pompa = 18 % *(Peter & Timmerhaus, fig. 1-.37 hal 520)*

$$BHP = \frac{W_p}{\eta} = \frac{0{,}1650}{0{,}18} = 0{,}9166\ Hp$$

η motor = 80 % *(Peter & Timmerhaus, fig. 14.37 hal 520)*

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{0{,}9166}{0{,}80} = 1{,}1458\ Hp \approx 1{,}5\ Hp$$

Spesifikasi Alat :

- Nama alat : Pompa Deaerator (L-242)
- Fungsi : Mengalirkan air dari bak air lunak (F-232) ke deaerator (D-243).
- Tipe : Centrifugal pump
- Bahan : Commersial Steel
- Daya pompa : 1,5 Hp
- Jumlah : 1 buah

14. Deaerator (D-243)

Fungsi : Untuk menghilangkan gas-gas impurities dalam air umpan boiler dengan menggunakan panas dari steam.

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-240 Grade M type 316

Tipe : Silinder horizontal

Rate bahan masuk (W) = 4.116,6852 kg / jam

= 9.075,6442 lb / jam

= 2,5210 lb / s

Densitas (ρ) = 995,68 kg/cm^3 = 62,16 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,8007 cp = 0,8007 x 10^{-3} kg/m.s = 0,00054 lb/ft.dt

Rate volumetrik (Q) $= \dfrac{W}{\rho_{liquida}} = \dfrac{2,5210 \text{ lb/s}}{62,16 \text{ lb/ft}^3}$

= 0,0406 ft^3/s

= 4,1344 m^3/jam

Waktu tinggal = 1 jam

Volume air = Rate volumetrik × waktu pengendapan

= (4,1344 m^3 / jam) × (1 jam) = 4,1344 m^3

Direncanakan :

90 % bak berisi air, sehingga :

Volume bak $= \dfrac{4,1344 \text{ m}^3}{0,9} = 4,5938 \text{ m}^3$

Menentukan dimensi tangki :

Direncanakan tangki berbentuk silinder horisontal

Diasumsikan L_s = 1,5 D_i

Volume tangki = ¼ π . D_i^2 . L_s

4,5938 m^3 = ¼ π . $(D_i)^2$. 1,5 D_i

4,5938 m^3 = 1,179 D_i^3

D_i = 1,5736 m

Jadi tinggi tangki (L_s) = 1,5 × 1,5736 m = 2,3604 m

Menentukan tinggi tutup atas dan bawah (h)

h = 0,0756 D_i^3

$h = 0{,}0756 \times (1{,}5736\ m)^3 = 0{,}6654\ m$

Jadi tinggi total tangki $= L_s + h$

$= 2{,}3604\ m + 0{,}6654\ m = 3{,}0257\ m$

Spesifikasi Alat :

- Nama alat : Deaerator (D-243)
- Fungsi : Menghilangkan gas-gas impurities dalam air umpan boiler dengan menggunakan panas dari steam
- Bentuk : Silinder horisontal dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished
- Bahan : Carbon Steel SA-240 Grade M type 316
- Kapasitas : 4,5938 m^3
- Diameter : 1,5736 m
- Tinggi (H) : 3,0257 m
- Jumlah : 1 buah

15. Pompa Boiler (L-244)

Fungsi : Mengalirkan air dari deaerator (F-243) ke boiler (Q-240).

Tipe : Centrifugal pump

Bahan : Commersial steel

Rate bahan masuk (W) = 4.116,6852 kg / jam

= 9.075,6442 lb / jam

= 2,5210 lb / s

Densitas (ρ) = 995,68 kg/cm^3 = 62,16 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,8007 cp = 0,8007 x 10^{-3} kg/m.s = 0,00054 lb/ft.dt

Rate volumetrik $(Q = \dfrac{W}{\rho_{liquida}} = \dfrac{2{,}5210\ lb/s}{62{,}16\ lb/ft^3}$

= 0,0406 ft^3/s = 18,2043 gpm

Diasumsikan aliran fluida turbulen, maka diperoleh :

$ID_{optimal} = 3{,}9\ (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$ *(Peter & Timmerhaus, pers. 15, hlm 892)*

Sehingga : $ID_{optimal} = 3{,}9\ (0{,}0406)^{0,45} \times (62{,}16)^{0,13}$

= 1,5771 in

Standarisasi ID = 2 in Sch. 40 *(Geankoplis, App.A-5 hal. 892)*

Diperoleh :

- OD = 2,375 in = 0,1979 ft
- ID = 2,067 in = 0,1723 ft
- A = 0,02330 ft^2

– Menghitung kecepatan aliran fluida dalam pipa (V)

$$v_1 = \frac{Q}{A_1} = 0 \text{ (karena } A_1 \text{ terlalu besar)}$$

$$v_2 = \frac{Q}{A_2} = \frac{0{,}0406}{0{,}02330} = 1{,}7406$$

$$\Delta v = v_2 - v_1$$

$$= 1{,}7406 - 0$$

$$= 1{,}7406 \text{ ft/detik}$$

– Menghitung Reynolds Number

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0{,}1723 \text{ ft} \times 1{,}7406 \text{ ft/dt} \times 62{,}16 \text{ lb/ft}^3}{0{,}00054 \text{ lb/ft} \cdot \text{dt}}$$

$$N_{Re} = 34.513{,}1429 > 2100$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen.

(Mc. Cabe jilid II, hal. 47)

– Menentukan panjang pipa

Direncanakan :

Panjang pipa lurus = 130 ft

Elbow 90° sebanyak 4 buah

Dari Geankoplis, tabel 2.10-1, hal. 93, diperoleh :

$$\frac{L}{D} = 35 \text{ in} = \frac{35 \times 2{,}067 \times 4}{12} = 24{,}1150 \text{ ft}$$

Gate valve sebanyak 2 buah

$$\frac{L}{D} = 9 \text{ in} = \frac{9 \times 2{,}067 \times 2}{12} = 3{,}1005 \text{ ft}$$

Sehingga total panjang pipa (ΔL) = 130 + 24,1150 + 3,1005 = 157,2155 ft

- Perhitungan Friction Loss

Bahan yang digunakan : Commersial Steel

Dari Geankoplis fig. 2.10-3 hal. 88, diperoleh :

$\varepsilon = 4{,}6 \times 10^{-5}$ m

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0{,}000046\,\text{m}}{0{,}0525\,\text{m}} = 0{,}0009$$

Dengan N_{Re} = 34.513,1429 diperoleh f = 0,0063

1. Friksi pada valve dan fitting

$$F_1 = 4f\frac{\Delta L.v^2}{D.2g_c} = 4.(0{,}0063)\frac{(157{,}2155)\times(1{,}7406)^2}{(0{,}1723)\times 2(32{,}174)}$$

$$= 1{,}0830\ \text{ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

2. Kontraksi

$$\frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$Kc = 0{,}55\left(1-\frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\,(1-0) = 0{,}55$$

$$F_2 = Kc\,\frac{v^2}{2.\alpha.g_c} = 0{,}55\,\frac{(1{,}7406)^2}{2\times 1\times 32{,}174}$$

$$= 0{,}0259\ \text{ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

3. Sudden Enlargement

$$F_3 = \frac{v^2}{2.g_c}\left(1-\frac{A_2}{A_1}\right) = \frac{(1{,}7406)^2}{2\ \times\ 32{,}174}(1-0)$$

$$= 0{,}0471\ \text{ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

Sehingga total friksi $= \Sigma F = F_1 + F_2 + F_3$

$= 1{,}0830 + 0{,}0259 + 0{,}0471$

$= 1{,}1560\ \text{ft.lb}_f / \text{lb}_m$

- Menentukan Power Pompa

Direncanakan :

Δz = 35 ft

ΔP = 0 (karena $P_1 = P_2$)

$v_1 = 0$

$v_2 = 1{,}7406$ ft/detik

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7.28, Geankoplis 6th hal . 64) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_S = 0$$

$$\left(\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c}\right) + \left(\frac{\Delta z \cdot g}{g_c}\right) + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F + W_S = 0$$

$\alpha = 1$

Maka :

$$-W_S = \left(\frac{(1{,}7406^2)}{2 \times 1 \times (32{,}174)}\right) + \left(\frac{35 \times (32{,}147\ ft/det^2)}{(32{,}174\ lb_m.ft/lb_f.det^2)}\right) + 0 + 1{,}1560$$

$-W_S = 36{,}2030\ lb_f.ft/lb_m$

– Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

$$Wp = \frac{W_S \cdot Q \cdot \rho}{550}$$

$$= \frac{(36{,}2030) \times (0{,}0406) \times (62{,}16)}{550} = 0{,}1659\ Hp$$

Untuk kapasitas (Q) = 18,2043 gpm

η pompa = 18 % *(Peter & Timmerhaus, fig. 1-.37 hal 520)*

$$BHP = \frac{W_p}{\eta} = \frac{0{,}1659}{0{,}18} = 0{,}9219\ Hp$$

η motor = 80 % *(Peter & Timmerhaus, fig. 14.37 hal 520)*

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{0{,}9219}{0{,}80} = 1{,}1524\ Hp \approx 1{,}5\ Hp$$

Spesifikasi Alat :

- Nama alat : Pompa Boiler (L-244)
- Fungsi : Mengalirkan air dari deaerator (F-243) ke boiler (Q-240).
- Tipe : Centrifugal pump
- Bahan : Commersial Steel

- Daya pompa : 1,5 Hp
- Jumlah : 1 buah

16. Pompa ke Bak Air Pendingin (L-221)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air bersih (F-218) ke bak air pendingin (F-222).

Tipe : Centrifugal pump

Bahan : Commersial steel

Rate bahan masuk (W) = 112.318,4448 kg / jam

= 247.617,2434 lb / jam

= 68,7826 lb / s

Densitas (ρ) = 995,68 kg/cm^3 = 62,16 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,8007 cp = 0,8007 x 10^{-3} kg/m.s = 0,00054 lb/ft.dt

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{W}{\rho_{liquida}} = \frac{68{,}7826 \text{ lb/s}}{62{,}16 \text{ lb/ft}^3}$$

= 1,1065 ft^3/s

= 496,6818 gpm

Diasumsikan aliran fluida turbulen, maka diperoleh :

$ID_{optimal} = 3{,}9\,(Q)^{0{,}45} \times (\rho)^{0{,}13}$ *(Peter & Timmerhaus, pers. 15, hlm 892)*

Sehingga : $ID_{optimal} = 3{,}9\,(1{,}1065)^{0{,}45} \times (62{,}16)^{0{,}13}$

= 6,9824 in

Standarisasi ID = 8 in Sch. 40 *(Geankoplis, App.A-5 hal. 892)*

Diperoleh :

- OD = 8,8625 in = 0,7385 ft
- ID = 7,981 in = 0,6651 ft
- A = 0,3474 ft^2

– Menghitung kecepatan aliran fluida dalam pipa (V)

$$v_1 = \frac{Q}{A_1} = 0 \quad \text{(karena } A_1 \text{ terlalu besar)}$$

$$v_2 = \frac{Q}{A_2} = \frac{1{,}1065}{0{,}3474} = 3{,}1852$$

$\Delta v = v_2 - v_1$

$= 3{,}1852 - 0$

$= 3{,}1852$ ft/detik

- Menghitung Reynolds Number

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0{,}6651 \text{ ft} \times 3{,}1852 \text{ ft/dt} \times 62{,}16 \text{ lb/ft}^3}{0{,}00054 \text{ lb/ft} \cdot \text{dt}}$$

$N_{Re} = 243.854{,}5563 > 2100$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen.

(Mc. Cabe jilid II, hal. 47)

- Menentukan panjang pipa

Direncanakan :

Panjang pipa lurus = 180 ft

Elbow 90° sebanyak 4 buah

Dari Geankoplis, tabel 2.10-1, hal. 93, diperoleh :

$$\frac{L}{D} = 35 \text{ in} = \frac{35 \times 7{,}981 \times 4}{12} = 93{,}1117 \text{ ft}$$

Gate valve sebanyak 2 buah

$$\frac{L}{D} = 9 \text{ in} = \frac{9 \times 7{,}981 \times 2}{12} = 11{,}9715 \text{ ft}$$

Sehingga total panjang pipa (ΔL) = $180 + 93{,}1117 + 11{,}9715 = 285{,}0832$ ft

- Perhitungan Friction Loss

Bahan yang digunakan : Commersial Steel

Dari Geankoplis fig. 2.10-3 hal. 88, diperoleh :

$\varepsilon = 4{,}6 \times 10^{-5}$ m

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0{,}000046 \text{ m}}{0{,}2027 \text{ m}} = 0{,}0002$$

Dengan N_{Re} = 243.854,5563 diperoleh f = 0,0038

1. Friksi pada valve dan fitting

$$F_1 = 4f\frac{\Delta L.v^2}{D.2g_c} = 4.(0{,}0038)\frac{(285{,}0832) \times (3{,}1852)^2}{(0{,}6651) \times 2(32{,}174)}$$

$$= 1{,}0273 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

2. Kontraksi

$$\frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$Kc = 0{,}55\left(1-\frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\,(1-0) = 0{,}55$$

$$F_2 = Kc\,\frac{v^2}{2.\alpha.g_c} = 0{,}55\,\frac{(3{,}1852)^2}{2\times 1\times 32{,}174}$$

$$= 0{,}0867\ ft.lb_f / lb_m$$

3. Sudden Enlargement

$$F_3 = \frac{v^2}{2.g_c}\left(1-\frac{A_2}{A_1}\right) = \frac{(3{,}1852)^2}{2\ \times\ 32{,}174}(1-0)$$

$$= 0{,}1577\ ft.lb_f / lb_m$$

Sehingga total friksi $= \Sigma F = F_1 + F_2 + F_3$

$= 1{,}0273\ +\ 0{,}0867\ +\ 0{,}1577$

$= 1{,}2716\ ft.lb_f / lb_m$

– Menentukan Power Pompa

Direncanakan :

$\Delta z =$ 35 ft

$\Delta P =$ 0 (karena $P_1 = P_2$)

$v_1 = 0$

$v_2 =$ 3,1852 ft/detik

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7.28, Geankoplis 6th hal . 64) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\left(\frac{\Delta v^2}{2\cdot\alpha\cdot g_c}\right) + \left(\frac{\Delta z\cdot g}{g_c}\right) + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$\alpha = 1$

Maka :

$$-W_S = \left(\frac{(3{,}1852^2)}{2\times1\times(32{,}174)}\right)+\left(\frac{35\times(32{,}147\,ft/det^2)}{(32{,}174\,lb_m.ft/lb_f.det^2)}\right)+0+1{,}2716$$

$-W_S$ = 36,4293 $lb_f.ft/lb_m$

– Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

$$Wp = \frac{W_S \cdot Q \cdot \rho}{550}$$

$$= \frac{(36{,}4293)\times(1{,}1065)\times(62{,}16)}{550} = 4{,}5558 \text{ Hp}$$

Untuk kapasitas (Q) = 496,6818 gpm

η pompa = 82 % *(Peter & Timmerhaus, fig. 1-.37 hal 520)*

$$BHP = \frac{W_p}{\eta} = \frac{4{,}5558}{0{,}82} = 5{,}5559 \text{ Hp}$$

η motor = 85 % *(Peter & Timmerhaus, fig. 14.37 hal 520)*

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{5{,}5559}{0{,}85} = 6{,}5363 \text{ Hp} \approx 7 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Alat :

- Nama alat : Pompa Air Pendingin (L-221)
- Fungsi : Mengalirkan air dari air bersih (F-218) ke bak air pendingin (F-222).
- Tipe : Centrifugal pump
- Bahan : Commersial Steel
- Daya pompa : 7 Hp
- Jumlah : 1 buah

17. Bak Air Pendingin (F-222)

Fungsi : Menampung air pendingin untuk didistribusikan ke alat pendingin.

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Bentuk : Persegi panjang

Rate bahan masuk (W) = 112.318,4448 kg / jam

= 247.617,2434 lb / jam

= 68,7826 lb / s

Densitas (ρ) = 995,68 kg/cm^3 = 62,16 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,8007 cp = 0,8007 x 10^{-3} kg/m.s = 0,00054 lb/ft.dt

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{W}{\rho_{liquida}} = \frac{68{,}7826 \text{ lb/s}}{62{,}16 \text{ lb/ft}^3}$$

= 1,1065 ft^3/s

= 112,8021 m^3/jam

Waktu tinggal = 5 jam

Volume air = Rate volumetrik × waktu pengendapan

= (112,8021 m^3 / jam) × (5 jam) = 564,0104 m^3

Direncanakan :

90 % bak berisi air, sehingga :

$$\text{Volume bak} = \frac{564{,}0101 \text{ m}^3}{0{,}9} = 626{,}6782 \text{ m}^3$$

Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

Panjang : lebar : tinggi = 5 : 4 : 3

Volume bak = 5 m × 4 m × 3 m = 60 m^3

Sehingga :

Volume bak = 60 x^3

626,6782 m^3 = 60 x^3

x = 2,1859 m

Jadi ukuran bak sedimentasi :

Panjang = 5 × 2,1859 m = 10,9295 m

Lebar = 4 × 2,1859 m = 8,7436 m

Tinggi = 3 × 2,1859 m = 6,5577 m

Spesifikasi Alat :

- Nama alat : Bak Air Pendingin (F-222)
- Fungsi : Menampung air pendingin untuk didistribusikan ke alat pendingin.

- Bentuk : Persegi panjang
- Bahan : Beton Bertulang
- Kapasitas : 626,6782 m^3
- Panjang (P) : 10,9295 m
- Lebar (L) : 8,7436 m
- Tinggi (T) : 6,5577 m
- Jumlah : 1 buah

18. Pompa ke Peralatan (L-223)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air pendingin (F-222) ke peralatan proses.

Tipe : Centrifugal pump

Bahan : Commersial steel

Rate bahan masuk (W) = 112.318,4448 kg / jam

= 247.617,2434 lb / jam

= 68,7826 lb / s

Densitas (ρ) = 995,68 kg/cm^3 = 62,16 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,8007 cp = 0,8007 x 10^{-3} kg/m.s = 0,00054 lb/ft.dt

Rate volumetrik (Q) $= \dfrac{W}{\rho_{liquida}} = \dfrac{68,7826 \text{ lb/s}}{62,16 \text{ lb/ft}^3}$

= 1,1065 ft^3/s

= 496,6818 gpm

Diasumsikan aliran fluida turbulen, maka diperoleh :

$ID_{optimal} = 3,9\,(Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$ *(Peter & Timmerhaus, pers. 15, hlm 892)*

Sehingga : $ID_{optimal} = 3,9\,(1,1065)^{0,45} \times (62,16)^{0,13}$

= 6,9824 in

Standarisasi ID = 8 in Sch. 40 *(Geankoplis, App.A-5 hal. 892)*

Diperoleh :

- OD = 8,8625 in = 0,7385 ft
- ID = 7,981 in = 0,6651 ft
- A = 0,3474 ft^2

- Menghitung kecepatan aliran fluida dalam pipa (V)

$$v_1 = \frac{Q}{A_1} = 0 \quad \text{(karena } A_1 \text{ terlalu besar)}$$

$$v_2 = \frac{Q}{A_2} = \frac{1{,}1065}{0{,}3474} = 3{,}1852$$

$$\Delta v = v_2 - v_1$$

$$= 3{,}1852 - 0$$

$$= 3{,}1852 \text{ ft/detik}$$

- Menghitung Reynolds Number

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0{,}6651 \text{ ft} \times 3{,}1852 \text{ ft/dt} \times 62{,}16 \text{ lb/ft}^3}{0{,}00054 \text{ lb/ft} \cdot \text{dt}}$$

$$N_{Re} = 243.854{,}5563 > 2100$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen.

(Mc. Cabe jilid II, hal. 47)

- Menentukan panjang pipa

Direncanakan :

Panjang pipa lurus = 110 ft

Elbow 90° sebanyak 4 buah

Dari Geankoplis, tabel 2.10-1, hal. 93, diperoleh :

$$\frac{L}{D} = 35 \text{ in} = \frac{35 \times 7{,}981 \times 4}{12} = 93{,}1117 \text{ ft}$$

Gate valve sebanyak 2 buah

$$\frac{L}{D} = 9 \text{ in} = \frac{9 \times 7{,}981 \times 2}{12} = 11{,}9715 \text{ ft}$$

Sehingga total panjang pipa (ΔL) = 110 + 93,1117 + 11,9715 = 215,0832 ft

- Perhitungan Friction Loss

Bahan yang digunakan : Commersial Steel

Dari Geankoplis fig. 2.10-3 hal. 88, diperoleh :

$$\varepsilon = 4{,}6 \times 10^{-5} \text{ m}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0{,}000046 \text{ m}}{0{,}2027 \text{ m}} = 0{,}0002$$

Dengan N_{Re} = 243.854,5563 diperoleh f = 0,0038

1. Friksi pada valve dan fitting

$$F_1 = 4f\frac{\Delta L.v^2}{D.2g_c} = 4.(0,0038)\frac{(215,0832)\times(3,1852)^2}{(0,6651)\times 2(32,174)}$$

$$= 0,7750 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

2. Kontraksi

$$\frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$Kc = 0,55\left(1-\frac{A_2}{A_1}\right) = 0,55\,(1-0) = 0,55$$

$$F_2 = Kc\,\frac{v^2}{2.\alpha.g_c} = 0,55\,\frac{(3,1852)^2}{2\times 1\times 32,174}$$

$$= 0,0867 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

3. Sudden Enlargement

$$F_3 = \frac{v^2}{2.g_c}\left(1-\frac{A_2}{A_1}\right) = \frac{(3,1852)^2}{2\times 32,174}(1-0)$$

$$= 0,1577 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

Sehingga total friksi $= \Sigma F = F_1 + F_2 + F_3$

$= 0,7750 + 0,0867 + 0,1577$

$= 1,0194 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$

– Menentukan Power Pompa

Direncanakan :

Δz = 35 ft

ΔP = 0 (karena $P_1 = P_2$)

v_1 = 0

v_2 = 3,1852 ft/detik

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7.28, Geankoplis 6th hal . 64) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\left(\frac{\Delta v^2}{2\cdot\alpha\cdot g_c}\right)+\left(\frac{\Delta z\cdot g}{g_c}\right)+\frac{\Delta P}{\rho}+\sum F+W_S=0$$

α = 1

Maka :

$$-W_S = \left(\frac{(3{,}1852^2)}{2\times1\times(32{,}174)}\right)+\left(\frac{35\times(32{,}147\,ft/det^2)}{(32{,}174\,lb_m.ft/lb_f.det^2)}\right)+0+1{,}0194$$

$-W_S$ = 36,1771 lb_f.ft/lb_m

– Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

$$Wp = \frac{W_S\cdot Q\cdot\rho}{550}$$

$$= \frac{(36{,}1771)\times(1{,}1065)\times(62{,}16)}{550} = 4{,}5243 \text{ Hp}$$

Untuk kapasitas (Q) = 496,6818 gpm

η pompa = 82 % *(Peter & Timmerhaus, fig. 1-.37 hal 520)*

$$BHP = \frac{W_p}{\eta} = \frac{4{,}5243}{0{,}82} = 5{,}5174 \text{ Hp}$$

η motor = 85 % *(Peter & Timmerhaus, fig. 14.37 hal 520)*

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{5{,}5174}{0{,}85} = 6{,}4911 \text{ Hp} \approx 7 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Alat :

- Nama alat : Pompa Air Pendingin ke Peralatan (L-223)
- Fungsi : Mengalirkan air dari bak air pendingin (F-222) ke peralatan.
- Tipe : Centrifugal pump
- Bahan : Commersial Steel
- Daya pompa : 7 Hp
- Jumlah : 1 buah

19. Cooling Tower (P-220)

Fungsi : Menampung air pendingin setelah didistribusikan ke alat pendingin.

Tipe : Centrifugal pump

Bahan : Commersial steel

Rate bahan masuk (W) = 112.318,4448 kg / jam

= 247.617,2434 lb / jam

= 68,7826 lb / s

Densitas (ρ) = 995,68 kg/cm^3 = 62,16 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,8007 cp = 0,8007 x 10^{-3} kg/m.s = 0,00054 lb/ft.dt

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{W}{\rho_{liquida}} = \frac{68{,}7826 \text{ lb/s}}{62{,}16 \text{ lb/ft}^3}$$

= 1,1065 ft^3/s

= 496,6818 gpm

Suhu wet bulb udara (kelembaban 70%) = 25 °C (77 °F)

Suhu air masuk menara = 45 °C (113 °F)

Suhu air pendingin = 30 °C (86 °F)

Direncanakan menggunakan cooling tower jenis Counter Flow Induced Draft tower, dari Perry's edisi 7 hal.12-15 sehingga diperoleh konsentrasi air = 2,5 gpm / ft^3.

$$\text{Sehingga volume yang dibutuhkan} = \frac{496{,}6818 \text{ gpm}}{2{,}5 \text{ gpm/ft}^3} = 198{,}6727 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume} = \frac{1}{4}\pi \times d^2 \times L$$

Ditentukan : L = 4 × d

Maka :

$$\text{Volume} = \frac{1}{4}\pi \times d^2 \times 4d$$

$$198{,}6727 \text{ ft}^3 = \frac{1}{4}\pi \times 4d^3$$

d = 3,9848 ft

$$\text{Luas} = \frac{1}{4}\pi \times d^2$$

$$= \frac{1}{4}\pi \times (3{,}9848)^2$$

$$= 12{,}4645 \text{ ft}^2$$

Dari *Perry's edisi 7, fig. 12-15 hal. 12-17*, diperoleh persen standart tower performance adalah 90 %, maka :

Hp fan/luas tower area (ft^2) = 0,041 Hp/ft^2

Hp fan = 0,041 Hp/ft^2 × luas tower area (ft^2)

= 0,041 Hp/ft^2 × 12,4645 ft^2

= 0,5110 Hp ≈ 1 Hp

Spesifikasi Alat :

- Nama alat : Cooling Tower (P-220)
- Fungsinya : Untuk menampung air pendingin setelah didistribusikan ke alat pendingin.
- Diameter (D) : 3,9848 ft
- Luas (L) : 12,4645 ft^2
- Tipe : Induced Draft
- Daya : 1 Hp
- Jumlah : 1 buah

20. Pompa Klorinasi (L-251)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air bersih (F-218) ke bak klorinasi (F-250).

Tipe : Centrifugal pump

Bahan : Commersial steel

Rate bahan masuk (W) = 7.419,9564 kg / jam

= 16.358,0359 lb / jam

= 4,5439 lb / s

Densitas (ρ) = 995,68 kg/cm^3 = 62,16 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,8007 cp = 0,8007 x 10^{-3} kg/m.s = 0,00054 lb/ft.dt

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{W}{\rho_{liquida}} = \frac{4{,}5439 \text{ lb/s}}{62{,}16 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0{,}0731 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 32{,}8117 \text{ gpm}$$

Diasumsikan aliran fluida turbulen, maka diperoleh :

$ID_{optimal} = 3{,}9\,(Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$ *(Peter & Timmerhaus, pers. 15, hlm 892)*

Sehingga : $ID_{optimal} = 3{,}9\,(0{,}0731)^{0,45} \times (62{,}16)^{0,13}$

$= 2{,}0558$ in

Standarisasi ID = 2 ½ in Sch. 40 *(Geankoplis, App.A-5 hal. 892)*

Diperoleh :

- OD = 2,875 in = 0,2396 ft
- ID = 2,469 in = 0,2058 ft
- A = 0,03322 ft^2

– Menghitung kecepatan aliran fluida dalam pipa (V)

$v_1 = \frac{Q}{A_1} = 0$ (karena A_1 terlalu besar)

$v_2 = \frac{Q}{A_2} = \frac{0{,}0731}{0{,}03322} = 2{,}2005$

$\Delta v = v_2 - v_1$

$= 2{,}2005 - 0$

$= 2{,}2005$ ft/detik

– Menghitung Reynolds Number

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0{,}2058 \text{ ft} \times 2{,}2005 \text{ ft/dt} \times 62{,}16 \text{ lb/ft}^3}{0{,}00054 \text{ lb/ft} \cdot \text{dt}}$$

$N_{Re} = 52.116{,}4844 > 2100$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen.
(Mc. Cabe jilid II, hal. 47)

– Menentukan panjang pipa

Direncanakan :

Panjang pipa lurus = 140 ft

Elbow 90° sebanyak 4 buah

Dari Geankoplis, tabel 2.10-1, hal. 93, diperoleh :

$$\frac{L}{D} = 35 \text{ in} = \frac{35 \times 2{,}469 \times 4}{12} = 28{,}8050 \text{ ft}$$

Gate valve sebanyak 2 buah

$$\frac{L}{D} = 9 \text{ in} = \frac{9 \times 2{,}469 \times 2}{12} = 3{,}7035 \text{ ft}$$

Sehingga total panjang pipa (ΔL) = 140 + 28,8050 + 3,7035 = 172,5085 ft

- Perhitungan Friction Loss

Bahan yang digunakan : Commersial Steel

Dari Geankoplis fig. 2.10-3 hal. 88, diperoleh :

$\varepsilon = 4{,}6 \times 10^{-5}$ m

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0{,}000046 \text{ m}}{0{,}0627 \text{ m}} = 0{,}0007$$

Dengan N_{Re} = 52.116,4844 diperoleh f = 0,0058

1. Friksi pada valve dan fitting

$$F_1 = 4f\frac{\Delta L.v^2}{D.2g_c} = 4.(0{,}0058)\frac{(172{,}5085)\times(2{,}2005)^2}{(0{,}2058)\times 2(32{,}174)}$$

$$= 0{,}9590 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

2. Kontraksi

$$\frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$Kc = 0{,}55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\,(1 - 0) = 0{,}55$$

$$F_2 = Kc\,\frac{v^2}{2.\alpha.g_c} = 0{,}55\,\frac{(2{,}2005)^2}{2 \times 1 \times 32{,}174}$$

$$= 0{,}0414 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

3. Sudden Enlargement

$$F_3 = \frac{v^2}{2.g_c}\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = \frac{(2{,}2005)^2}{2 \times 32{,}174}(1 - 0)$$

$$= 0{,}0752 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

Sehingga total friksi $= \Sigma F = F_1 + F_2 + F_3$

$= 0{,}9590 + 0{,}0414 + 0{,}0752$

$= 1{,}0756$ ft.lb_f / lb_m

– Menentukan Power Pompa

Direncanakan :

$\Delta z = 35$ ft

$\Delta P = 0$ (karena $P_1 = P_2$)

$v_1 = 0$

$v_2 = 2{,}2005$ ft/detik

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7.28, Geankoplis 6th hal . 64) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\left(\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c}\right) + \left(\frac{\Delta z \cdot g}{g_c}\right) + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$\alpha = 1$

Maka :

$$-W_S = \left(\frac{(2{,}2005^2)}{2 \times 1 \times (32{,}174)}\right) + \left(\frac{35 \times (32{,}147\ ft/det^2)}{(32{,}174\ lb_m.ft/lb_f.det^2)}\right) + 0 + 1{,}0756$$

$-W_S = 36{,}1509$ lb_f.ft/lb_m

– Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

$$Wp = \frac{W_S \cdot Q \cdot \rho}{550}$$

$$= \frac{(36{,}1059) \times (0{,}0731) \times (62{,}16)}{550} = 0{,}2987 \text{ Hp}$$

Untuk kapasitas (Q) = 32,8117 gpm

η pompa = 22 % *(Peter & Timmerhaus, fig. 14.37 hal 520)*

$$BHP = \frac{W_p}{\eta} = \frac{0{,}2987}{0{,}22} = 1{,}3576 \text{ Hp}$$

η motor = 81 % *(Peter & Timmerhaus, fig. 14.38 hal 520)*

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{1{,}3576}{0{,}81} = 1{,}6760 \text{ Hp} \approx 2 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Alat :

- Nama alat : Pompa Klorinasi (L-251)
- Fungsi : Mengalirkan air dari bak air bersih (F-218) ke bak klorinasi (F-250).
- Tipe : Centrifugal pump
- Bahan : Commersial Steel
- Daya pompa : 2 Hp
- Jumlah : 1 buah

21. Bak Klorinasi (F-250)

Fungsi : Sebagai tempat untuk membersihkan air dari kuman dengan penambahan gas Cl_2 sebanyak 100 ppm.

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Bentuk : Persegi panjang

Rate bahan masuk (W) = 7.419,9564 kg / jam

= 16.358,0359 lb / jam

= 4,5439 lb / s

Densitas (ρ) = 995,68 kg/cm^3 = 62,16 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,8007 cp = 0,8007 x 10^{-3} kg/m.s = 0,00054 lb/ft.dt

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{W}{\rho_{liquida}} = \frac{4{,}5439 \text{ lb/s}}{62{,}16 \text{ lb/ft}^3}$$

= 0,0731 ft^3/s

= 7,4519 m^3/jam

Waktu tinggal = 12 jam

Volume air = Rate volumetrik × waktu pengendapan

= (7,4519 m^3 / jam) × (12 jam) = 89,4229 m^3

Direncanakan :

90 % bak berisi air, sehingga :

$$\text{Volume bak} = \frac{89{,}4229 \text{ m}^3}{0{,}9} = 99{,}3588 \text{ m}^3$$

Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

Panjang : lebar : tinggi = 5 : 4 : 3

Volume bak = 5 m × 4 m × 3 m = 60 m^3

Sehingga :

Volume bak = 60 x^3

99,3588 m^3 = 60 x^3

x = 1,1831 m

Jadi ukuran bak sedimentasi :

Panjang = 5 × 1,1831 m = 5,9155 m

Lebar = 4 × 1,1831 m = 4,7324 m

Tinggi = 3 × 1,1831 m = 3,5493 m

Spesifikasi Alat :

- Nama alat : Bak Klorinasi (F-250)
- Fungsi : Sebagai tempat untuk membersihkan air dari kuman dengan penambahan gas Cl_2.
- Bahan : Beton Bertulang
- Kapasitas : 99,3588 m^3
- Panjang (P) : 5,9155 m
- Lebar (L) : 4,7324 m
- Tinggi (T) : 3,5493 m
- Jumlah : 1 buah

22. Pompa Air Sanitasi (L-252)

Fungsi : Untuk mengalirkan air dari bak air klorinasi (F-250) ke bak air sanitasi (F-253).

Tipe : Centrifugal pump

Bahan : Commersial Steel

Rate bahan masuk (W) = 7.419,9564 kg / jam

= 16.358,0359 lb / jam

= 4,5439 lb / s

Densitas (ρ) = 995,68 kg/cm^3 = 62,16 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,8007 cp = 0,8007 x 10^{-3} kg/m.s = 0,00054 lb/ft.dt

Rate volumetrik (Q) = $\frac{W}{\rho_{liquida}} = \frac{4,5439 \text{ lb/s}}{62,16 \text{ lb/ft}^3}$

= 0,0731 ft^3/s

= 32,8117 gpm

Diasumsikan aliran fluida turbulen, maka diperoleh :

$ID_{optimal} = 3,9\,(Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$ *(Peter & Timmerhaus, pers. 15, hlm 892)*

Sehingga : $ID_{optimal} = 3,9\,(0,0731)^{0,45} \times (62,16)^{0,13}$

= 2,0558 in

Standarisasi ID = 2 ½ in Sch. 40 *(Geankoplis, App.A-5 hal. 892)*

Diperoleh :

- OD = 2,875 in = 0,2396 ft
- ID = 2,469 in = 0,2058 ft
- A = 0,03322 ft^2

– Menghitung kecepatan aliran fluida dalam pipa (V)

$v_1 = \frac{Q}{A_1} = 0$ (karena A_1 terlalu besar)

$v_2 = \frac{Q}{A_2} = \frac{0,0731}{0,03322} = 2,2005$

$\Delta v = v_2 - v_1$

= 2,2005 − 0

= 2,2005 ft/detik

– Menghitung Reynolds Number

$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0,2058 \text{ ft} \times 2,2005 \text{ ft/dt} \times 62,16 \text{ lb/ft}^3}{0,00054 \text{ lb/ft} \cdot \text{dt}}$

$N_{Re} = 52.116,4844 > 2100$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen.

(Mc. Cabe jilid II, hal. 47)

– Menentukan panjang pipa

Direncanakan :

Panjang pipa lurus = 110 ft

Elbow 90° sebanyak 4 buah

Dari Geankoplis, tabel 2.10-1, hal. 93, diperoleh :

$$\frac{L}{D} = 35 \text{ in} = \frac{35 \times 2{,}469 \times 4}{12} = 28{,}8050 \text{ ft}$$

Gate valve sebanyak 2 buah

$$\frac{L}{D} = 9 \text{ in} = \frac{9 \times 2{,}469 \times 2}{12} = 3{,}7035 \text{ ft}$$

Sehingga total panjang pipa (ΔL) = 110 + 28,8050 + 3,7035 = 142,5085 ft

- Perhitungan Friction Loss

Bahan yang digunakan : Commersial Steel

Dari Geankoplis fig. 2.10-3 hal. 88, diperoleh :

$\varepsilon = 4{,}6 \times 10^{-5}$ m

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0{,}000046 \text{ m}}{0{,}0627 \text{ m}} = 0{,}0007$$

Dengan N_{Re} = 52.116,4844 diperoleh f = 0,0058

1. Friksi pada valve dan fitting

$$F_1 = 4f\frac{\Delta L.v^2}{D.2g_c} = 4.(0{,}0058)\frac{(142{,}5085)\times(2{,}2005)^2}{(0{,}2058)\times 2(32{,}174)}$$

$$= 0{,}7922 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

2. Kontraksi

$$\frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$Kc = 0{,}55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\,(1 - 0) = 0{,}55$$

$$F_2 = Kc\,\frac{v^2}{2.\alpha.g_c} = 0{,}55\,\frac{(2{,}2005)^2}{2 \times 1 \times 32{,}174}$$

$$= 0{,}0414 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

3. Sudden Enlargement

$$F_3 = \frac{v^2}{2.g_c}\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = \frac{(2{,}2005)^2}{2 \times 32{,}174}(1 - 0)$$

$$= 0{,}0752 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

Sehingga total friksi $= \Sigma F = F_1 + F_2 + F_3$

$= 0{,}7922 + 0{,}0414 + 0{,}0752$

$= 0{,}9089$ ft.lb$_f$ / lb$_m$

– Menentukan Power Pompa

Direncanakan :

$\Delta z = 35$ ft

$\Delta P = 0$ (karena $P_1 = P_2$)

$v_1 = 0$

$v_2 = 2{,}2005$ ft/detik

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7.28, Geankoplis 6th hal . 64) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\left(\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c}\right) + \left(\frac{\Delta z \cdot g}{g_c}\right) + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$\alpha = 1$

Maka :

$$-W_S = \left(\frac{(2{,}2005^2)}{2 \times 1 \times (32{,}174)}\right) + \left(\frac{35 \times (32{,}147\ \text{ft/det}^2)}{(32{,}174\ \text{lb}_m.\text{ft/lb}_f.\text{det}^2)}\right) + 0 + 0{,}9089$$

$-W_S = 35{,}9841$ lb$_f$.ft/lb$_m$

– Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

$$Wp = \frac{W_S \cdot Q \cdot \rho}{550}$$

$$= \frac{(335{,}9841) \times (0{,}0731) \times (62{,}16)}{550} = 0{,}2973 \text{ Hp}$$

Untuk kapasitas (Q) = 32,8117 gpm

η pompa = 22 % *(Peter & Timmerhaus, fig. 14.37 hal 520)*

$$BHP = \frac{W_p}{\eta} = \frac{0{,}2973}{0{,}22} = 1{,}3513 \text{ Hp}$$

η motor = 81 % *(Peter & Timmerhaus, fig. 14.38 hal 520)*

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{1{,}3513}{0{,}81} = 1{,}6683 \text{ Hp} \approx 2 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Alat :

- Nama alat : Pompa Air Sanitasi (L-252)
- Fungsi : Mengalirkan air dari bak klorinasi (F-250) ke bak sanitasi (F-253).
- Tipe : Centrifugal pump
- Bahan : Commersial Steel
- Daya pompa : 2 Hp
- Jumlah : 1 buah

23. Bak Air Sanitasi (F-253)

Fungsi : Sebagai tempat untuk menampung air sanitasi.

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Bentuk : Persegi panjang

Rate bahan masuk (W) = 7.419,9564 kg / jam

= 16.358,0359 lb / jam

= 4,5439 lb / s

Densitas (ρ) = 995,68 kg/cm^3 = 62,16 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,8007 cp = 0,8007 x 10^{-3} kg/m.s = 0,00054 lb/ft.dt

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{W}{\rho_{liquida}} = \frac{4{,}5439 \text{ lb/s}}{62{,}16 \text{ lb/ft}^3}$$

= 0,0731 ft^3/s

= 7,4519 m^3/jam

Waktu pengendapan = 10 jam

Volume air = Rate volumetrik × waktu pengendapan

= (7,4519 m^3 / jam) × (10 jam) = 74,5191 m^3

Direncanakan :

90 % bak berisi air, sehingga :

$$\text{Volume bak} = \frac{74{,}5191 \text{ m}^3}{0{,}9} = 82{,}7990 \text{ m}^3$$

Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

Panjang : lebar : tinggi = 5 : 4 : 3

Volume bak = 5 m × 4 m × 3 m = 60 m^3

Sehingga :

Volume bak = 60 x^3

82,7990 m^3 = 60 x^3

x = 1,1133 m

Jadi ukuran bak sedimentasi :

Panjang = 5 × 1,1133 m = 5,5667 m

Lebar = 4 × 1,1133 m = 4,4533 m

Tinggi = 3 × 1,1133 m = 3,3400 m

Spesifikasi Alat :

- Nama alat : Bak Sanitasi (F-253)
- Fungsi : Sebagai tempat untuk menampung air sanitasi
- Bentuk : Persegi panjang
- Bahan : Beton Bertulang
- Kapasitas : 82,7990 m^3
- Panjang (P) : 5,5667 m
- Lebar (L) : 4,4533 m
- Tinggi (T) : 3,3400 m
- Jumlah : 1 buah

24. Pompa Air Proses (L-235)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air lunak (F-232) menuju ke peralatan.

Tipe : Centrifugal pump

Bahan : Commersial Steel

Rate bahan masuk (W) = 287,5957 kg / jam

= 634,0335 lb / jam

= 0,1761 lb / s

Densitas (ρ) = 995,68 kg/cm^3 = 62,16 lb/ft^3

Viskositas (μ) air = 0,8007 cp = 0,8007 x 10^{-3} kg/m.s = 0,00054 lb/ft.dt

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{W}{\rho_{liquida}} = \frac{0{,}1761 \text{ lb/s}}{62{,}16 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0{,}0028 \text{ ft}^3/\text{s} = 1{,}2718 \text{ gpm}$$

Diasumsikan aliran fluida turbulen, maka diperoleh :

$ID_{optimal} = 3{,}9\,(Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$ *(Peter & Timmerhaus, pers. 15, hlm 892)*

Sehingga : $ID_{optimal} = 3{,}9\,(0{,}0028)^{0,45} \times (62{,}16)^{0,13}$

$= 0{,}4762$ in

Standarisasi ID = ½ in Sch. 40 *(Geankoplis, App.A-5 hal. 892)*

Diperoleh :

-OD	= 0,840 in	= 0,0700 ft
- ID	= 0,622 in	= 0,0518 ft
- A	= 0,00211 ft^2	

– Menghitung kecepatan aliran fluida dalam pipa (V)

$$v_1 = \frac{Q}{A_1} = 0 \quad \text{(karena } A_1 \text{ terlalu besar)}$$

$$v_2 = \frac{Q}{A_2} = \frac{0{,}0028}{0{,}00211} = 1{,}3428$$

$\Delta v = v_2 - v_1$

$= 1{,}3428 - 0$

$= 1{,}3428$ ft/detik

– Menghitung Reynolds Number

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{0{,}0518 \text{ ft} \times 1{,}3428 \text{ ft/dt} \times 62{,}16 \text{ lb/ft}^3}{0{,}00054 \text{ lb/ft} \cdot \text{dt}}$$

$N_{Re} = 8.012{,}0309 > 2100$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen.
(Mc. Cabe jilid II, hal. 47)

– Menentukan panjang pipa

Direncanakan :

Panjang pipa lurus = 200 ft

Elbow 90° sebanyak 4 buah

Dari Geankoplis, tabel 2.10-1, hal. 93, diperoleh :

$$\frac{L}{D} = 35 \text{ in} = \frac{35 \times 0{,}622 \times 4}{12} = 7{,}2567 \text{ ft}$$

Gate valve sebanyak 2 buah

$$\frac{L}{D} = 9 \text{ in} = \frac{9 \times 0{,}622 \times 2}{12} = 0{,}9330 \text{ ft}$$

Sehingga total panjang pipa (ΔL) = 200 + 7,2567 + 0,9330 = 208,1897 ft

- Perhitungan Friction Loss

Bahan yang digunakan : Commersial Steel

Dari Geankoplis fig. 2.10-3 hal. 88, diperoleh :

$\varepsilon = 4{,}6 \times 10^{-5}$ m

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0{,}000046 \text{ m}}{0{,}0158 \text{ m}} = 0{,}0029$$

Dengan N_{Re} = 8.012,0309 diperoleh f = 0,0085

1. Friksi pada valve dan fitting

$$F_1 = 4f\frac{\Delta L.v^2}{D.2g_c} = 4.(0{,}0085)\frac{(208{,}1897)\times(1{,}3428)^2}{(0{,}0518)\times 2(32{,}174)}$$

$$= 3{,}8267 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

2. Kontraksi

$$\frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$Kc = 0{,}55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0{,}55\,(1 - 0) = 0{,}55$$

$$F_2 = Kc\,\frac{v^2}{2.\alpha.g_c} = 0{,}55\,\frac{(1{,}3428)^2}{2 \times 1 \times 32{,}174}$$

$$= 0{,}0154 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

3. Sudden Enlargement

$$F_3 = \frac{v^2}{2.g_c}\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) = \frac{(1{,}3428)^2}{2 \times 32{,}174}(1 - 0)$$

$$= 0{,}0280 \text{ ft.lb}_f / \text{lb}_m$$

Sehingga total friksi $= \Sigma F = F_1 + F_2 + F_3$

$= 3{,}8267 + 0{,}0154 + 0{,}0280$

$= 3{,}8702$ ft.lb_f / lb_m

- Menentukan Power Pompa

Direncanakan :

$\Delta z = 35$ ft

$\Delta P = 0$ (karena $P_1 = P_2$)

$v_1 = 0$

$v_2 = 1{,}3428$ ft/detik

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7.28, Geankoplis 6th hal . 64) :

$$\frac{1}{2\alpha}\left(v_{2av}^2 - v_{1av}^2\right) + g\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$$\left(\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c}\right) + \left(\frac{\Delta z \cdot g}{g_c}\right) + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_S = 0$$

$\alpha = 1$

Maka :

$$-W_S = \left(\frac{(1{,}3428)^2}{2 \times 1 \times (32{,}174)}\right) + \left(\frac{35 \times (32{,}147\ ft/det^2)}{(32{,}174\ lb_m.ft/lb_f.det^2)}\right) + 0 + 3{,}8702$$

$-W_S = 38{,}8982$ lb_f.ft/lb_m

- Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

$$Wp = \frac{W_S \cdot Q \cdot \rho}{550}$$

$$= \frac{(38{,}8982) \times (0{,}0028) \times (62{,}16)}{550} = 0{,}0125 \text{ Hp}$$

Untuk kapasitas (Q) = 1,2718 gpm

η pompa = 19 % *(Peter & Timmerhaus, fig. 1-.37 hal 520)*

$$BHP = \frac{W_p}{\eta} = \frac{0{,}0125}{0{,}19} = 0{,}0656 \text{ Hp}$$

η motor = 80 % *(Peter & Timmerhaus, fig. 14.37 hal 520)*

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta} = \frac{0{,}0656}{0{,}80} = 0{,}00819 \text{ Hp} \approx 1 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Alat :

- Nama alat : Pompa Air Proses (L-235)
- Fungsi : Untuk memompa air dari bak air lunak (F-232) menuju ke peralatan.
- Tipe : Centrifugal pump
- Bahan : Commersial Steel
- Daya pompa : 1 Hp
- Jumlah : 1 buah

8.3. Unit Penyediaan Listrik

Kebutuhan tenaga listrik pada Pra Rencana Pabrik Stirena Monomer ini direncanakan dan disediakan oleh PLN dan generator set. Tenaga listrik yang disediakan digunakan untuk menggerakkan motor, penerangan, instrumentasi dan lainnya.

Kebutuhan listrik terbagi menjadi :

a. Peralatan proses produksi
b. Penerangan pabrik
c. Listrik untuk penerangan

8.3.1. Peralatan proses produksi

Pemakaian listrik untuk peralatan proses produksi dapat dilihat dalam tabel D.3.1. yaitu :

Tabel D.3.1 Kebutuhan listrik pada proses produksi

No.	Kode	Nama alat	Daya (Hp)
1.	G-121	Kompresor	1
2.	L-113A	Pompa bahan	1
3.	L-113B	Pompa bahan	1
4.	L-132	Pompa pre heater KD 1	1

5.	L-136	Pompa produk	1
6.	L-141	Pompa KD 2	1
7.	L-145	Pompa recycle	1
8.	L-151	Pompa KD 3	1
9.	L-154A	Pompa produk	1
10.	L-154B	Pompa produk	1
		Total	10

8.3.2. Daerah pengolahan air (Unit Utilitas)

Pemakaian listrik untuk daerah pengolahan air (water treatment) dapat dilihat pada tabel D.3.2. :

Tabel D.3.2. Pemakaian listrik pada daerah pengolahan air

No.	Kode	Nama alat	Daya (Hp)
1.	L-212	Pompa air sungai	6
2.	L-214	Pompa air sedimentasi	6
3.	L-216	Pompa skimmer	6
4.	H-210	Bak clarifier	6
5.	L-231	Pompa demineralizer	1,5
6.	L-243	Pompa deaerator	1,5
7.	L-244	Pompa boiler	1,5
8.	L-221	Pompa air pendingin	7
9.	L-223	Pompa ke peralatan	7
10.	P-220	Cooling tower	1
11.	L-251	Pompa klorinasi	2
12.	L-252	Pompa air sanitasi	2
13.	L-235	Pompa air proses	1
14.	Q-240	Boiler	300
		Total	348,5

Jadi kebutuhan total untuk motor penggerak :

Kebutuhan listrik untuk proses + kebutuhan listrik untuk utilitas

= 10 + 348,5 = 358,5 Hp

= 358,5 Hp × 0,7457 kW/Hp = 267,3335 kW

- Kebutuhan listrik untuk instrumen

Tenaga listrik yang dibutuhkan untuk instrumentasi 10 % dari tenaga yang dibutuhkan untuk proses. Sehingga kebutuhan listrik untuk instrumentasi :

= 10 % × 267,3335 kW = 26,7333 kW

8.3.3. Listrik untuk penerangan

Pemakaian listrik untuk penerangan dapat diperoleh dengan mengetahui luas bangunan dan areal lahan yang dipergunakan, dengan menggunakan rumus :

$$L = \frac{A \cdot F}{U \cdot D}$$

Dimana :

- L = lumen outlet
- A = luas daerah
- F = foot candle
- U = koefisien utilitas = 0,8
- D = efisiensi penerangan rata-rata = 0,75

Tabel 8.3.1. Pemakaian listrik untuk penerangan

No	Bangunan	Luas		Candle	Lumen
		m^2	ft^2	(ft)	
1.	Pos keamanan	50	537,92	10	8965,33
2.	Taman	600	6455,04	5	53792
3.	Parkir tamu	150	1613,76	5	13448
4.	Parkir karyawan	300	3227,52	5	26896
5.	Parkir truk	1000	10758,40	5	89653,33
6.	Ruang serbaguna	400	4303,36	25	179306,67
7.	Perpustakaan	400	4303,36	25	179306,67
8.	Area perkantoran dan TU	2000	21516,80	25	896533,33
		100			
9.	Toilet		1075,84	10	17930,67

10.	Musholla	100	1075,84	10	17930,67
11.	Poliklinik	25	268,96	10	4482,67
12.	Kantin	100	1075,84	25	44826,67
13.	Pemeriksaan bahan baku	100	1075,84	25	44826,67
14.	Gudang bahan baku	800	8606,72	25	358613,33
15.	Unit PMK	30	322,75	10	5379,20
16.	Listik / Ruang genset	80	860,67	10	14344,53
17.	Ruang bahan bakar	80	860,67	10	14344,53
18.	Ruang boiler	400	4303,36	10	71722,67
19.	Unit pengolahan air	1000	10758,40	10	179306,67
20.	Ruang proses	50000	537920,00	25	22413333,33
21.	Area perluasan pabrik	50000	537920,00	5	4482666,67
22.	Bengkel dan garasi	1000	10758,40	10	179306,67
23.	Litbang dan R&D	400	4303,36	25	179306,67
24.	Laboratorium	400	4303,36	25	179306,67
25.	Gudang produk	1500	16137,60	25	672400
26.	Pos penimbangan	0	0	0	0
27.	Pembuatan sludge jalan	1500	16137,60	5	134480
	Jumlah	112515	1210481,38	380	30462409,60

a. Penerangan seluruh area kecuali jalan dan taman menggunakan lampu mercury 250 watt dengan output lumen 10.000 lumen.

– Lumen output = $\frac{10.000 \text{ lumen}}{250 \text{ watt}}$ = 40 lumen/watt

– Jumlah lumen total = lumen total – lumen taman – lumen jalan

= 30.462.409,60 – 53.792,00 – 134.480

= 30.274.137,60 lumen

– Tenaga listrik yang dibutuhkan = $\frac{30.274.137,60 \text{ lumen}}{40 \text{ lumen/watt}}$

= 756.853,44 watt

– Jumlah lampu yang dibutuhkan = $\frac{756.853,44 \text{ watt}}{250 \text{ watt}}$

= 3.027,41 buah = 3.028 buah

b. Untuk penerangan jalan dan taman, menggunakan mercury vapor light 100 watt dengan lumen output sebesar 3.000 lumen.

- Lumen output = $\frac{3.000 \text{ lumen}}{100 \text{ watt}}$ = 30 lumen/watt
- Jumlah lumen total = 53.792 + 134.480 = 188.272 lumen
- Tenaga listrik yang dibutuhkan = $\frac{188.272 \text{ lumen}}{30 \text{ lumen/watt}}$ = 6.275,73 watt
- Jumlah lampu yang dibutuhkan = $\frac{6.275,73 \text{ watt}}{100 \text{ watt}}$ = 62,75 buh = 63 buah

Dari perhitungan diatas didapatkan :

- Lampu mercury	= 756.853,44 watt
- Lampu mercury vapor	= 6.725,73 watt
- Peralatan bengkel	= 2.500 watt
- Peralatan laboratorium	= 2.000 watt
- Keperluan lain-lain	= 2.000 watt +
Jumlah	= 769.629,173 watt
	= 769,6292 kW

8.3.4. Kebutuhan listrik untuk lain-lain

Kebutuhan listrik untuk keperluan seperti peralatan kantor, lemari Es, Ac dan lain-lain, ditetapkan 10 kW.

Kebutuhan listrik dari PLN = $\frac{10}{0,8 \times 0,75}$ = 16,67 kW

8.3.5. Total kebutuhan listrik

Kebutuhan listrik = 294,0668 + 769,6292 + 16,67
= 1.080,3660 kW

Untuk menjamin kelancaran proses produksi, maka kebutuhan lisrik selain menggunakan jasa dari PLN juga dipergunakan diesel (generator) sebagai cadangan bila PLN mengalami pemadaman.

Faktor keamanan genset = 10 %

Sehingga :

Kebutuhan listrik total = 1.080,3660 + (10 % × 1.080,3660)

= 1.188,4026 kW

Direncanakan pemenuhan kebutuhan listrik berasal dari PLN 100 % dan unit generator digunakan sebagai emergensi jika suplai listrik dari PLN mati.

Kapasitas generator = 1.188,4026 kW

Effisiensi (Power faktor) : 75 %

Power yang dibangkitkan oleh generator = 75 % × 1.188,4026

= 891,3020 kW

Digunakan generator pembangkit dengan daya = 891,3020 kW = 891,3020 KVA

Spesifikasi Generator :

- Fungsi : Menyediakan listrik dalam keadaan darurat.
- Tipe : AC generator 3 phase
- Kapasitas : 891,3020 kW
- Power faktor : 75 %
- Frekwensi : 50/60 Hz
- Jumlah : 2 buah (1 cadangan)

8.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit bahan bakar bertugas menyediakan bahan bakar untuk kebutuhan bahan bakar untuk keperluan utilitas.

1 kW = 3.412,1541 Btu/jam

Tenaga generator = 891,3020 kW

= 891,3020 kW × 3.412,1541 Btu/jam

= 3.041.259,6030 Btu/jam

Bahan bakar yang digunakan diesel oil (Solar) :

- Heating value (Hv) = 19200 Btu/lb
- Densitas = 0,8 kg/L

Maka kebutuhan bahan bakar yang dibutuhkan adalah :

$$\frac{3.041.259,6030 \text{ Btu/jam}}{19200 \text{ Btu/lb}} = 158,3989 \text{ lb/jam} = 71,8482 \text{ kg/jam}$$

Kebutuhan fuel gas :

$$= 71,8482 \text{ kg/jam} + 25,5418 \text{ kg/jam}$$

$$= 97,3900 \text{ kg/jam}$$

$$V = \frac{m}{\rho} = \frac{97,3900 \text{ kg/jam}}{0,8 \text{ kg/L}} = 121,7375 \text{ L/jam}$$

Tangki Bahan Bakar

Fungsi : Untuk menyimpan bahan bakar yang akan digunakan.

Tipe : Fixed roof

Bahan : High Alloy Steel SA 240 Grade A

Kondisi : P = 14,7 psia

T = 30 °C

Dasar Perhitungan :

Waktu penyimpanan = 30 hari

Massa bahan bakar = 30 hari × 97,3900 kg/jam × 24 jam/hari

= 70.120,7814 kg

Volume bahan bakar $= \frac{70.120,7814 \text{ kg}}{0,8 \text{ kg/L}}$

= 87.650,9767 L

= 87,6510 m^3

Volume bahan bakar dianggap menempati 90 % volume tangki :

$$\text{Volume tangki} = \frac{87,6510 \text{ m}^3}{0,9} = 97,3900 \text{ m}^3 = 3.439,1322 \text{ ft}^3$$

Menghitung diameter tangki:

Ls = 1,5 di

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi . di^3}{24 . tg 1/2 \alpha} + \frac{\pi}{4} di^2 \text{ Ls}$$

$$87{,}6510\ m^3 = \frac{\pi.di^3}{24.tg30^\circ} + \frac{\pi}{4}di^2\ (1{,}5di)$$

$$87{,}6510\ m^3 = 0{,}2266\ di^3 + 1{,}1775\ di^3$$

$$87{,}6510\ m^3 = 1{,}4041\ di^3$$

$$di = 3{,}9669\ m = 13{,}0147\ ft = 156{,}1774\ in$$

Menentukan tekanan design (Pi) :

Volume bahan dalam shell = volume bahan – volume conis

$$= 3.095{,}2189 - \frac{\pi(13{,}0147)^2}{24.tg30^\circ}$$

$$= 3.056{,}8388\ ft^3$$

Tinggi bahan bakar dalam shell $= \dfrac{\text{Volume bahan dalam shell}}{1/4\pi \cdot d^2}$

$$= \frac{3.056{,}8388}{1/4.\pi.(13{,}0147)^2} = 22{,}9899\ ft$$

Tekanan hidrostatik (Ph) $= \dfrac{\rho(H-1)}{144} = \dfrac{55\ lb/ft^3\ (22{,}9899-1)}{144}$

$= 8{,}3989$ psi

Tekanan design (Pi) $= 8{,}3989 + 14{,}7 = 23{,}0989$ psia

$= 23{,}0989 - 14{,}7 = 8{,}3989$ psig

Menentukan tebal silinder (ts)

Bahan : Carbon steel SA 240 Grade M Type 316

$f_{allowble}$: 18.750 psi *(Brownell and Young, hal : 342)*

Faktor korosi (C) : 1/16 in

Type pengelasan : double welded butt joint (E = 0,8)

Tekanan design (Pi) = 8,3989 psig

$$ts = \frac{pi.di}{2(f.E - 0{,}6.pi)} + C$$

$$ts = \frac{(8{,}3989)\ (156{,}1774)}{2((18750)(0{,}8) - (0{,}6).(8{,}3989\ ))} + \frac{1}{16}$$

$$ts = 0{,}0276 \times \frac{16}{16}$$

$$ts = \frac{0{,}4416}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

Standarisasi do :

do = di + 2.ts

do = 156,1774 in + 2 (3/16)

do = 156,5524 in

Dari tabel 5-7 Brownell and Young, hal : 90 didapat harga :

do = 168

icr = 10 ⅛

r = 144

Menentukan harga di baru :

di = do - 2.ts

di = 168 – 2 (3/16)

di = 167,6250 in = 13,9688 ft

Cek hubungan Ls dengan di

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi.di^3}{24.tg30^o} + \frac{\pi}{4} di^2 Ls$$

$$333{,}5171 \text{ ft}^3 = \frac{\pi.(5{,}9687)^3}{24.tg30^o} + \frac{\pi}{4}(5{,}9687)^2 Ls$$

$$333{,}5171 \text{ ft}^3 = 48{,}1836 + 27{,}9656 \text{ Ls}$$

$$Ls = 10{,}2029 \text{ ft}$$

$$\frac{Ls}{di} = \frac{10{,}2029}{5{,}9687} = 1{,}7094 > 1{,}5 \qquad \text{(memenuhi)}$$

Menentukan tebal tutup atas berbentuk conis

$$thb = \frac{pi.di}{2(f.E - 0{,}6.pi)\cos 30^o} + C$$

$$thb = \frac{(11{,}1178)(71{,}625)}{2((18750)(0{,}8) - (0{,}6)(11{,}1178))\cos 30^o} + \frac{1}{16}$$

DAFTAR PUSTAKA

1. Brownell, L.E. and Young, E.H. 1959. *Process Equipment Design*. New York: John Wiley and Sons, Inc.
2. Coulson, J.M. and Richardson, J.F. 1983. *Chemical Engineering, Vol. 6*. Oxford : Pergamon Press.
3. Faith, W. L. Keyes, D. B & Clark, R. L. 1960. *Industrial Chemical, 4th edition*. New York : John Wiley and Sons, Inc.
4. Geankoplis, C. J. 1997. *Transport Processes And Unit Operation*. New Delhi : Prentice-Hall of India.
5. Hesse, H. C. 1945. *Process Equipment Design*. United States of America : Van Nostrand Company.
6. Himmelblau, D. M. 1989. *Basic Principles and Calculation in Chemical Engineering, 5th edition*. Singapore : Prentice-Hall International.
7. Hougen, O. A and Watson, K. M. 1954. *Chemical Process Principles*. New York : John Wiley and Sons, Inc.
8. Kern, D.Q. 1950. *Process Heat Transfer*. New York : Mc.Graw Hill Book Company, Inc.
9. Kirk, R.E and Othmer, D.F. 1982. *Encyclopedia of Chemical Technology, Vol. 21,22*. New York : John Wiley & Sons.
10. Ludwig, E.E. 1965. *Applied Process Design and Petrochemical Plants*. Houston : Gulf Publishing Co.
11. Perry, R.H., and Green, D.W. 1997. *Perry's Chemical Engineer's Handbook, 7th edition*. New York : McGraw-Hill Book Company, Inc.

12. Peters, M.S. and Timmerhaus, K.D. 1980. *Plant Design and Economic for Chemical Engineers, 3th edition.* New York : McGraw-Hill Book Company, Inc.

13. Smith, J.M., 1981. *Chemical Engineering Kinetics, 3th edition.* New York : McGraw-Hill Book Company, Inc.

14. Ulrich, G.D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics.* New York : John Wiley and Sons, Inc.

15. Vibrandt, F. C and Dryen, C. E. 1959. *Chemical Engineering Plant Design.* Tokyo : Mc Graw Hill Book Company.

www.matche.com

www.lummus.tech@us.abb.com

www.Kimiadotcom's.weblog

INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL
Jalan Bendungan Sigura – gura No. 2
M A L A N G

PERBAIKAN SKRIPSI

Berdasarkan Ujian Skripsi Jurusan teknik Kimia jenjang Strata S-1 yang diadakan pada :

Hari : Kamis

Tanggal : 18 Februari 2010

Perlu adanya Perbaikan Skripsi berikut :

Nama/NIM : Niken Agnes Basalamah / 05. 14. 016

Renny Teteki Wanadriningrum / 05. 14. 020

No.	Hari/Tanggal	Keterangan	Paraf
	22-2-2010	- Penulisan / penempatan alat control - Perhitungan volume reaktor	
	24-2-2010	- Pengontrolan suhu dan tekanan di reaktor	
	27-2-2010	- Flowsheet - WHB	
	2-3-2010	- Penempatan kompresor - Suhu masuk reactor 105 sampe suhu reaksi 600 °C	

Malang, Februari 2010
Dosen Penguji,

(Elvianto Dwi Daryono, ST, MT)
NIP. P. 103. 0000. 351

INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL
Jalan Bendungan Sigura – gura No. 2
M A L A N G

PERBAIKAN SKRIPSI

Berdasarkan Ujian Skripsi Jurusan teknik Kimia jenjang Strata S-1 yang diadakan pada :

Hari : Kamis

Tanggal : 18 Februari 2010

Perlu adanya Perbaikan Skripsi berikut :

Nama : Niken Agnes Basalamah / 05. 14. 016

Renny Teteki Wanadriningrum / 05. 14. 020

No.	Hari/Tanggal	Keterangan	Paraf
	22/2	- Reaktor	
	24/2	- Proses	
	27/2	- Uraian proses	
	2/3	- Utilitas	
		- Major	

Malang, Februari 2010

Dosen Penguji,

(Faidliyah Nilna M, ST, MT)
NIP. P. 103. 0000. 392

APPENDIKS A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas produksi = 150.000 ton/tahun

Produksi Stirena $= \frac{150.000\ \text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000\ \text{kg}}{\text{ton}} \times \frac{1\ \text{tahun}}{330\ \text{hari}} \times \frac{1\ \text{hari}}{24\ \text{jam}}$

= 18.940,3872 kg/jam

Waktu Operasi = 330 hari/tahun

Basis Perhitungan = 30.407,8057 kg/jam bahan baku ethylbenzene

Bahan baku yang digunakan :

1. Ethylbenzene terdiri dari :

   $C_6H_5C_2H_5$ = 90 %

   H_2O = 10 %

2. Steam terdiri dari :

   H_2O = 100 %

3. Katalis Iron Oxide terdiri dari :

   Fe_2O_3 = 87 %

   KOH = 11 %

   Cr_2O_3 = 2 %

Berat molekul komponen yang digunakan : (Perry, R.H., 1984)

BM C_6H_6	= 78,114 kg/kmol
BM C_7H_8	= 92,141 kg/kmol
BM C_8H_{10}	= 106,168 kg/kmol
BM C_8H_8	= 104,152 kg/kmol
BM H_2O	= 18,016 kg/kmol
BM CO	= 28 kg/kmol
BM CO_2	= 44 kg/kmol
BM H_2	= 2 kg/kmol
BM C_2H_4	= 28 kg/kmol
BM CH_4	= 16 kg/kmol

1. Mixer (M-112)

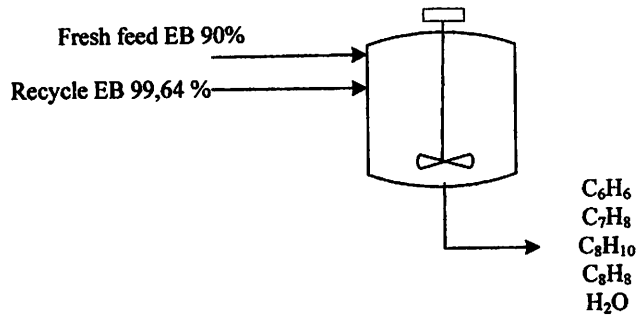
Fungsi : Untuk mencampurkan fresh feed ethylbenzene dengan recycle ethylbenzene.

Kondisi operasi mixer :

a. Kondisi : cair

b. Suhu Operasi : 105 °C

c. Tekanan Operasi : 1 atm



Komposisi Bahan Masuk Mixer :

– C_8H_{10} (Ethylbenzene) 90 % $= \frac{90}{100} \times 30.407,8057$ kg/jam

= (27.367,0251 kg/jam) / (106,168 kg/kmol)

= 257,7709 kmol/jam

– H_2O (Air) 10 % $= \frac{10}{100} \times 30.407,8057$ kg/jam

= (3.040,7806 kg/jam) / (18,016 kg/kmol)

= 168,7822 kmol/jam

– Recycle ethylbenzene dari kolom destilasi 2 :

Komponen	Bottom Kolom Destilasi 2
C_6H_6	0,21819
C_7H_8	3,90743
C_8H_{10}	254,19338
C_8H_8	0,61804
H_2O	0,00002
Total	258,93706

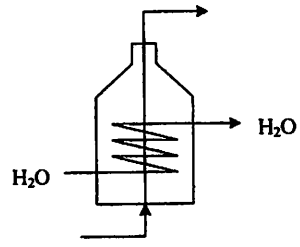
Neraca Massa di Mixer :

Komposisi	Rumus Kimia	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Dari Storage	Recycle EB	Ke Reaktor
Benzene	C_6H_6	-	0,218190	0,218190
Toluene	C_7H_8	-	3,907430	3,907430
Ethylbenzene	C_8H_{10}	27.367,0251	254,193380	27.621,218510
Stirena	C_8H_8	-	0,618040	0,618040
Air	H_2O	3.040,7806	0,000020	3.040,780590
Total		30.407,8057	258,937060	30.666,742760
		30.666,742760		

2. Furnace (Q-111)

Fungsi : Untuk menaikkan suhu steam dari 200°C - 600°C.

Tekanan operasi : 3,2 atm



Neraca massa di furnace :

Komposisi	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
$H_2O_{(g)}$	4.089,8336	4.089,8336

3. Reaktor (R-110)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi dehidrogenasi ethylbenzene menjadi stirena dan hidrogen dengan bantuan katalis iron oxide (Fe_2O_3).

Kondisi Reaktor :

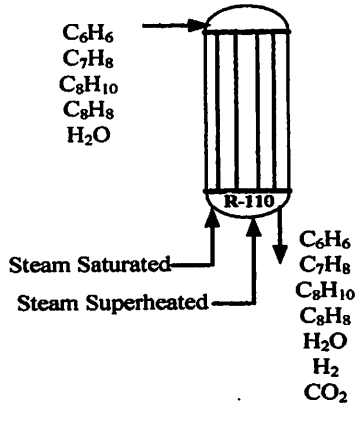
a. Suhu Operasi : 600 °C

b. Tekanan Operasi : 1,3 atm

c. Konversi reaksi : 70 %

d. Sifat reaksi : endotermis

e. Kondisi proses : isotermal



Reaksi utama yang terjadi :

$$C_6H_5C_2H_{5\,(l)} \xrightarrow{70\,\%} C_6H_5CH{=}CH_{2\,(l)} + H_{2\,(g)}$$

Selain reaksi utama tersebut, juga terjadi reaksi samping yaitu cracking ethylbenzene menjadi benzene dan toluene, dan cracking yang menghasilkan karbon dan bereaksi dengan uap air membentuk carbon dioxide.

$$C_6H_5C_2H_{5\,(l)} + H_{2\,(g)} \xrightarrow{2\,\%} C_6H_5CH_{3\,(l)} + CH_{4\,(g)}$$

$$C_6H_5C_2H_{5\,(l)} \xrightarrow{1\,\%} C_6H_{6\,(l)} + C_2H_{4\,(g)}$$

$$CH_{4\,(g)} + H_2O_{(l)} \longrightarrow CO_{(g)} + 3\,H_{2\,(g)}$$

$$C_2H_{4\,(g)} + 2\,H_2O_{(g)} \longrightarrow 2\,CO_{(g)} + 4\,H_{2\,(g)}$$

$$CO_{(g)} + H_2O_{(g)} \longrightarrow CO_{2\,(g)} + H_{2\,(g)}$$

(Kirk-Othmer, *Encyclopedia of Chemical Technology 4 th*, Vol. 22, hal. 481)

Reaksi 1	$C_6H_5C_2H_{5\,(l)}$	$\longrightarrow$	$C_6H_5CH{=}CH_{2\,(l)}$	+	$H_{2\,(g)}$
Mula-mula	260,1652		-		-
Reaksi	182,1156		182,1156		182,1156
Sisa	78,0496		182,1156		182,1156

Reaksi 2	$C_6H_5C_2H_{5\,(l)}$	+	$H_{2\,(g)}$	$\longrightarrow$	$C_6H_5CH_{3\,(l)}$	+	$CH_{4\,(g)}$
Mula-mula	78,0496		182,1156		-		-
Reaksi	23,4149		0,7024		0,7024		0,7024
Sisa	54,6347		181,4132		0,7024		0,7024

Reaksi 3	$C_6H_5C_2H_{5\,(l)}$	$\longrightarrow$	$C_6H_{6\,(l)}$	+	$C_2H_{4\,(g)}$
Mula-mula	71,0251		-		-
Reaksi	2,3415		2,3415		2,3415
Sisa	68,6836		2,3415		2,3415

Reaksi 4	$CH_{4\,(g)}$	+	$H_2O_{(l)}$	$\longrightarrow$	$CO_{(g)}$	+	$3H_{2\,(g)}$
Mula-mula	0,0211		168,7916		-		-
Reaksi	0,0006		50,6375		0,0006		0,0019
Sisa	0,0204		118,1541		0,0006		0,0019

Reaksi 5	$C_2H_{4\,(g)}$	+	$2\,H_2O_{\,(g)}$	$\longrightarrow$	$2\,CO_{\,(g)}$	+	$4\,H_{2\,(g)}$
Mula-mula	2,3415		118,1541		-		-
Reaksi	0,0702		3,0382		0,1405		0,2810
Sisa	2,2712		115,1159		0,1405		0,2810

Reaksi 6	$CO_{\,(g)}$	+	$H_2O_{\,(g)}$	$\longrightarrow$	$CO_{2\,(g)}$	+	$H_{2\,(g)}$
Mula-mula	0,1411		115,1159		-		-
Reaksi	0,0423		0,0911		0,0423		0,0423
Sisa	0,0988		115,0247		0,0423		0,0423

Neraca Massa di Reaktor :

Komponen	Masuk		Keluar		
	Kg/jam	Kmol/jam	Komponen	Kg/jam	Kmol/jam
C_6H_6	0,2182	0,0028	C_6H_6	182,9029	2,3415
C_7H_8	3,9074	0,0424	C_7H_8	71,5459	0,7765
C_8H_{10}	27.621,2185	260,1652	C_8H_{10}	8.286,3656	78,0496
C_8H_8	0,6180	0,0059	C_8H_8	18.967,7078	182,1156
$H_2O_{\,(l)}$	3.040,7806	168,7822	$H_2O_{\,(l)}$	2.128,6646	118,1541
$H_2O_{\,(g)}$	2.128,6646	118,1541	$H_2O_{\,(g)}$	2.072,2854	115,0247
H_2	-	-	H_2	0,0847	0,0423
CH_4	-	-	CH_4	0,3271	0,0204
C_2H_4	-	-	C_2H_4	1,9668	0,0702
CO	-	-	CO	0,0177	0,0006
CO_2	-	-	CO_2	1,8628	0,0423
Total	32.795,4073		Total	32.795,4073	

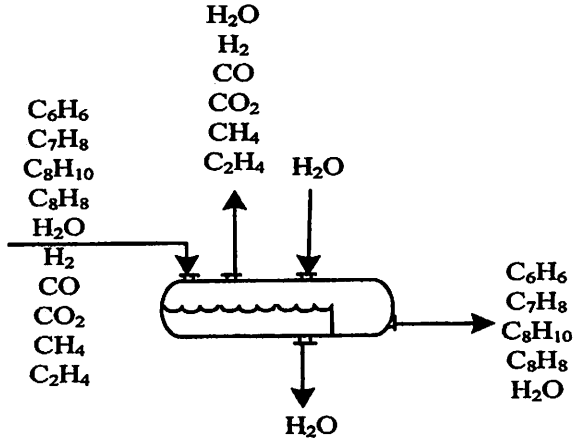
4. Separator Horizontal (H-120)

Fungsi : Memisahkan gas-gas ringan, senyawa hidrokarbon (ethylbenzene, stirena, benzene, toluene) dan air berdasarkan perbedaan berat jenis komponen.

Kondisi separator horizontal :

a. Suhu Operasi : 40 °C

b. Tekanan Operasi : 1 atm



Tabel 4.1. Liquid density dan boiling point

No.	Komponen	Densitas (Kg/m^3)	Titik Didih (°C)
1.	Air (H_2O)	998	100
2.	Benzene (C_6H_6)	885	80,1
3.	Toluene (C_7H_8)	867	110,6
4.	Ethylbenzene (C_8H_{10})	867	136,1
5.	Styrene (C_8H_8)	906	145,1

Kelarutan ethylbenzene, stirena, benzene dan toluene dalam air sangat terbatas, demikian pula sebaliknya.

Data kelarutan komponen masuk separator horizontal :

(Dean, 1984 ; Kirk-Othmer, 1981)

Kelarutan benzene dalam air, 40 °C = 0,18 (g/100 g air)

Kelarutan air dalam benzene, 40 °C = 0,05 (g/100 g benzene)

Kelarutan toluene dalam air, 40 °C = 0,05 (g/100 g air)

Kelarutan ethylbenzene dalam air, 40 °C = 0,01 (g/100 g air)

Kelarutan stirena dalam air,40 °C = 0,032 % (% weight)

Kelarutan air dalam hidrokarbon, 40 °C = 0,07 % (% weight)

Benzene yang larut dalam air $= \frac{0,18}{100} \times (4.200,9499)$ kg/jam

$= 0,0076$ kg/jam

Toluene yang larut dalam air $= \frac{0,05}{100} \times (4.200,9499)$ kg/jam

$= 0,0021$ kg/jam

Ethylbenzene yang larut dalam air $= \frac{0,01}{100} \times (4.200,9499)$ kg/jam

$= 0,0004$ kg/jam

Stirena yang larut dalam air $= \frac{0,032}{100} \times (4.200,9499)$ kg/jam

$= 0,0013$ kg/jam

Air yang larut dalam senyawa Hidrokarbon (HC) :

Dalam benzene $= \frac{0,05}{100} \times (4.200,9499)$ kg/jam

$= 0,0021$ kg/jam

Dalam stirena $= \frac{0,07}{100} \times (4.200,9499)$ kg/jam

$= 0,0029$ kg/jam

Total air larut dalam senyawa HC = (0,0021 + 0,0029) = 0,0050 kg/jam

Berat jenis hidrokarbon lebih kecil dari air, maka hidrokarbon didapat sebagai fase ringan (hasil atas) dan air sebagai fase berat (hasil bawah).

Kelarutan ethylbenzene, stirena, benzene dan toluene dalam air sangat rendah, demikian pula sebaliknya.

Dan kelarutan komponen masuk separator horizontal :
(Dan, 1994 ; Kirk-Othmer, 1981)

Kelarutan benzene dalam air, 40 °C = 0,18 (g/100 g air)

Kelarutan air dalam benzene, 40 °C = 0,05 (g/100 g benzene)

Kelarutan toluene dalam air, 40 °C = 0,05 (g/100 g air)

Kelarutan ethylbenzene dalam air, 40 °C = 0,01 (g/100 g air)

Kelarutan stirena dalam air, 40 °C = 0,022 % (% weight)

Kelarutan air dalam hidrokarbon, 40 °C = 0,07 % (% weight)

Benzene yang larut dalam air = $\frac{0,18}{100} \times (4.200,0400)$ kg/jam

= 0,0075 kg/jam

Toluene yang larut dalam air = $\frac{0,05}{100} \times (4.200,0400)$ kg/jam

= 0,0021 kg/jam

Ethylbenzene yang larut dalam air = $\frac{0,01}{100} \times (4.200,0400)$ kg/jam

= 0,0004 kg/jam

Stirena yang larut dalam air = $\frac{0,022}{100} \times (4.200,0400)$ kg/jam

= 0,0013 kg/jam

Air yang larut dalam senyawa Hidrokarbon (HC) :

Dalam benzene = $\frac{0,05}{100} \times (4.200,0400)$ kg/jam

= 0,0021 kg/jam

Dalam stirena = $\frac{0,07}{100} \times (4.200,0400)$ kg/jam

= 0,0029 kg/jam

Total air larut dalam senyawa HC = (0,0021 + 0,0029) = 0,0050 kg/jam

Besar jenis hidrokarbon lebih kecil dari air, maka hidrokarbon didapat sebagai lapisan atas (fasa atas) dan air sebagai lapisan bawah (fasa bawah).

Komponen yang ikut di buang ke waste :

Benzene = Benzene yang larut dalam air = 0,0076 kg/jam

Toluene = Toluene yang larut dalam air = 0,0021 kg/jam

Ethylbenzene = Ethylbenzene yang larut dalam air = 0,0004 kg/jam

Stirena = Stirena yang larut dalam air = 0,0013 kg/jam

H_2O = Air total = (4.200,9499 - 0,0050)

= 4.200,9449 + 1.865,0568 = 6.066,0017 kg/jam

Komponen yang ke masuk ke kolom destilasi :

Benzene = Benzene total – Benzene dalam air

= 182,9029 kg/jam - 0,0076 kg/jam

= 182,8953 kg/jam

Toluene = Toluene total – Toluene dalam air

= 71,5459 kg/jam - 0,0021 kg/jam

= 71,5438 kg/jam

Ethylbenzene = Ethylbenzene total – Ethylbenzene dalam air

= 8.286,3656 kg/jam - 0,0004 kg/jam

= 8.286,3651 kg/jam

Stirena = Stirena total – Stirena dalam air

= 18.967,7078 kg/jam - 0,0013 kg/jam

= 18.976,7065 kg/jam

H_2O = 0,0050 kg/jam

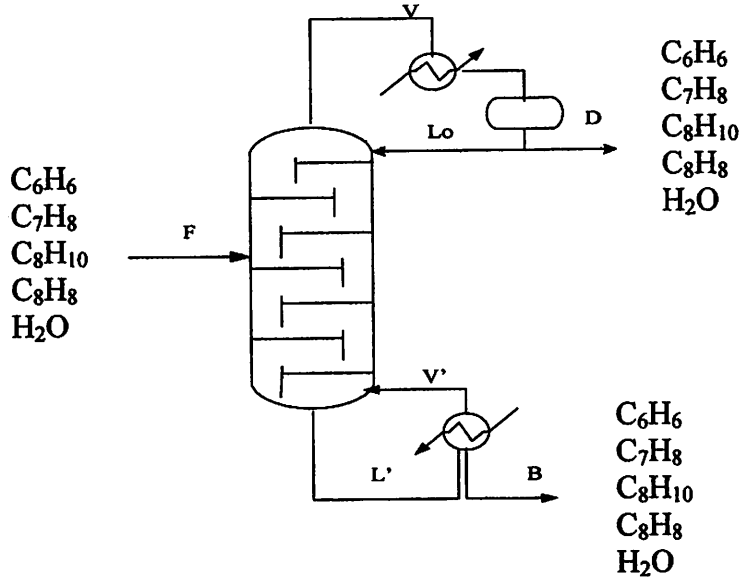
Neraca Massa Separator Horizontal :

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)		
	dari reaktor	dari kompresor *(l)*	ke kompresor *(g)*	ke kolom destilasi	ke waste
C_6H_6	182,9029	-	-	182,8953	0,0076
C_7H_8	71,5459	-	-	71,5438	0,0021
C_8H_{10}	8.286,3656	-	-	8.286,3651	0,0004
C_8H_8	18.967,7078	-	-	18.967,7065	0,0013
$H_2O_{(l)}$	2.128,6646	-	-	0,0050	6.066,0017
$H_2O_{(g)}$	2.072,2854	1.865,0568	207,2285	-	-
H_2	0,0847	-	0,0847	-	-
CH_4	0,3271	-	0,3271	-	-
C_2H_4	1,9668	-	1,9668	-	-
CO	0,0177	-	0,0177	-	-
CO_2	1,8628	-	1,8628	-	-
Total	32.795,4073	1.865,0568	211,4876	27.508,5158	6.066,0131
Total Aliran			34.660,4641		34.660,4641

5. Kolom Distilasi 1 (D-130)

Fungsi : Untuk memisahkan benzene,toluene dan ethylbenzene dari stirena berdasarkan perbedaan titik didih komponen.

Jenis : Sieve Tray



Mencari tekanan uap jenuh tiap komponen

Untuk menggunakan rumus (T= K, P= mmHg)

$$Log_{10}P = Log_{10}P = A + \frac{B}{T} + C.logT + DT + ET^2$$

(J.W. Miller.Jr., G.R. Schorr, and C. L., Yaws, *Chem.* Eng).

Data Bilangan Antoine :

Komponen	A	B	C
H_2O	18,3036	3816,44	-46,13
C_6H_6	15,9008	2788,51	-52,36
C_7H_8	16,0137	3096,52	-53,67
C_8H_8	16,0193	3328,57	-63,72
C_8H_{10}	16,0195	3272,47	-59,95

(Sumber: *Coulson Richardson.* Vol : 6, hal : 858-873)

Menentukan komponen pada top dan bottom.

- Komponen kunci ringan, lk = toluene
- Komponen kunci berat, hk = ethylbenzene

Umpan Kolom Destilasi merupakan hasil bawah dari separator, sehingga didapat :

Feed = Distilat + Bottom

➢ Umpan (Hasil bawah separator)

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	Xf
C_6H_6	182,89534	2,34139	0,0089
C_7H_8	71,54382	0,77646	0,0029
C_8H_{10}	8.286,36513	78,04955	0,2964
C_8H_8	18.967,70649	182,11562	0,6917
H_2O	0,005041	0,00028	0,0000
Total	27.508,51582	263,28331	1,0000

Direncanakan :

1. Pada Bottom Produk

a. C_6H_6 (1 %) :

$$\frac{1}{100} \times 182{,}89534 = 1{,}82895 \text{ kg/jam}$$

b. C_7H_8 (0,7 %) :

$$\frac{0{,}7}{100} \times 71{,}54382 = 0{,}50081 \text{ kg/jam}$$

c. C_8H_{10} (0,1 %) :

$$\frac{0{,}1}{100} \times 8.286{,}36513 = 8{,}28637 \text{ kg/jam}$$

d. C_8H_8 (99,8 %) :

$$\frac{99{,}8}{100} \times 18.967{,}70649 = 18.929{,}77108 \text{ kg/jam}$$

e. H_2O (0,13 %) :

$$\frac{0,13}{100} \times 0,005041 = 0,000007 \text{ kg/jam}$$

2. Pada Top Produk

a. C_6H_6 = C_6H_6 umpan - C_6H_6 bottom
= 182,89534 – 1,82895
= 181,06638 kg/jam

b. C_7H_8 = C_7H_8 umpan - C_7H_8 bottom
= 71,54382 – 0,50081
= 71,04301 kg/jam

c. C_8H_{10} = C_8H_{10} umpan - C_8H_{10} bottom
= 8.286,36513 – 8,28637
= 8.278,07877 kg/jam

d. C_8H_8 = C_8H_8 umpan - C_8H_8 bottom
= 18.967,70649 – 18.929,77108
= 37,93541 kg/jam

e. H_2O = H_2O umpan - H_2O bottom
= 0,005041 – 0,000007
= 0,005035 kg/jam

Untuk bisa mendapatkan komponen yang cocok untuk didistilasi maka dilakukan perhitungan trial dan error terhadap kondisi operasi.

A. *Perhitungan Bubble Point*

Perhitungan bubble point untuk feed, distilat dan bottom dengan menggunakan sistem multi komponen yang diketahui feed terdiri dari 4 komponen. Perhitungan dilakukan dengan cara masing-masing komposisi feed, destilat dan bottom. Perhitungan dilakukan dengan mengasumsikan harga Pi^{sat} pertama 760 mmhg. Dengan trial dan error dicari nilai Ti^{sat} yang tepat. Nilai Ti^{sat} yang tepat digunakan untuk mencari Pi^{sat} baru dengan menggunakan persamaan Antoine :

$$Pi^{sat} = \exp\left[A - \left(\frac{B}{Ti^{sat} + C}\right)\right] \quad \text{.....(1)}$$

c. H_2O (0.15 %) :

$$\frac{0.15}{100} \times 0.005041 = 0.000007 \text{ kg/jam}$$

2. Pada Top Produk

a. C_3H_8 = C_3H_8 umpan - C_3H_8 bottom

= 182.9095 - 1.82895

= 181.08067 kg/jam

b. C_4H_8 = C_4H_8 umpan - C_4H_8 bottom

= 71.54382 - 0.50061

= 71.04321 kg/jam

c. C_5H_{10} = C_5H_{10} umpan - C_5H_{10} bottom

= 8.286.3651 - 8.27637

= 8.278.07877 kg/jam

d. C_6H_{14} = C_6H_{14} umpan - C_6H_{14} bottom

= 18.967.7e-19 - 18.967.7e-19

= 37.93541 kg/jam

e. H_2O = H_2O umpan - H_2O bottom

= 0.005041 - 0.000007

= 0.005015 kg/jam

Untuk nilai pendapatan komponen yang cukup untuk dibisulkan maka dilakukan perhitungan trial dan error tekanan kondisi operasi.

A. Perhitungan Bubble Point

Perhitungan bubble point untuk feed, distilat dan bottom dengan menggunakan sistem multi komponen yang dikarenakan feed terdiri dari 4 komponen. Perhitungan dilakukan dengan cara mencoba-coba komposisi feed, destilat dan bottom. Perhitungan dilakukan dengan mengasumsikan harga P^{sat} pertama 760 mmHg. Langkah trial dan error dicari nilai T^{sat} yang tepat. Nilai T^{sat} yang tepat digunakan untuk mencari P^{sat} baru dengan menggunakan persamaan Antoine :

$$P^{sat} = \exp\left[A - \left(\frac{B}{T^{sat} + C}\right)\right] \quad \text{.....(1)}$$

Dimana

Ti^{sat} dalam ^{o}K

A,B,C = konstanta Antoine untuk masing-masing komponen

Nilai Pi^{sat} yang telah didapatkan, digunakan untuk mencari harga Ki dengan persamaan :

$$Ki = \frac{Pi^{sat}baru}{Pi^{sat}asumsi} \quad \text{.....(2)}$$

Kemudian cek Ki yang didapatkan terhadap nilai Ti^{sat} dengan menggunakan persamaan 11.5a – 11.5b *(Coulsen dan Richardson)*, yaitu :

1) Cek terhadap yi dengan mendapatkan nilai Ki maka dapat dihitung :

$$\Sigma\, Yi = \Sigma\, Xi.Ki = 1 \quad \text{.....(3)}$$

2) Xi pada komposisi awal komponen digunakan untuk cek terhadap Pi^{sat} asumsi

$$\sum\left(Pi^{sat}Xi\right) \quad \text{.....(4)}$$

B. *Perhitungan Dew Point*

Perhitungan dew point untuk feed, distilat dan bottom dengan menggunakan sistem multi komponen yang diketahui feed yang terdiri dari 4 komponen yang sama dengan perhitungan pada buble point, hanya simbol untuk masing-masing komponen feed, distilat dan bottom dalam % berat adalah yi. Sehingga cek nilai Ti^{sat} didapat dari persamaan 11.5a – 11.5b (*Coulsen and Richardson)*

yaitu :

1. Cek terhadap Xi, dengan mendapatkan nilai Ki maka nilai Xi dapat dihitung :

$$Xi = \sum \frac{Yi}{Ki} = 1 \quad \text{.....(5)}$$

2. Xi dapat digunakan untuk cek terhadap Pi^{sat} asumsi dengan menggunakan persamaan :

$$Pi^{sat}\ asumsi = \sum\left(Pi^{sat}Xi\right) = \text{.....(6)}$$

Hasil perhitungan trial dan error pada kolom destilasi dengan menggunakan persamaan 1 s/d 6 didapatkan hasil sebagai berikut :

Dimana

Π^{ca} dalam "K

A,B,C = konstanta Antoine untuk masing-masing komponen

Nilai P_i^{ca} yang telah didapatkan, digunakan untuk mencari harga Ki dengan persamaan :

$$Ki = \frac{P_i^{ca}\ hasil}{P_i^{ca}\ asumsi} \quad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots (2)$$

Kemudian cek Ki yang didapatkan terhadap nilai Π^{ca} dengan menggunakan persamaan 11.5a – 11.5b « Walas dan Nichols » yaitu :

1) Cek terhadap yi dengan menggunakan nilai Ki maka dapat dihitung :

$$\Sigma\ Yi = \Sigma\ Xi.Ki = 1 \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots (3)$$

2) Xi pada komposisi uap kemponen digunakan untuk cek terhadap P_i^{ca} asumsi

$$\Sigma\left[P_i^{ca}.Xi\right] \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots (4)$$

B. Perhitungan Dew Point

Perhitungan dew point untuk feed, distilat dan bottom dengan menggunakan sistem multi komponen yang diketahui feed yang terdiri dari 4 komponen yang sama dengan perhitungan pada bubble point, bagya ditolak untuk masing-masing komponen feed, distilat dan bottom dalam % berat adalah yi. Sehingga cek nilai Π^{ca} dilakukan dari persamaan 11.5a – 11.5b « Walas and Nichols »

yaitu :

1. Cek terhadap Xi. dengan menggunakan nilai Ki maka nilai Xi dapat dihitung :

$$Xi = \Sigma\ \frac{Yi}{Ki} = 1 \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots (5)$$

2. Xi dapat digunakan untuk cek terhadap P_i^{ca} asumsi dengan menggunakan persamaan :

$$P_i^{ca}\ asumsi = \Sigma\left[P_i^{ca}.Xi\right] = \ldots\ldots\ldots\ldots (6)$$

Hasil perhitungan nilai dan error pada kolom desitilasi dengan menggunakan persamaan 1 sd 6 didapatkan hasil sebagai berikut :

Kondisi Operasi Destilasi :

1. Kondisi umpan destilasi

Umpan masuk pada kondisi cair jenuh dan destilasi dirancang pada keadaan bubble point.

Keadaan kesetimbangan uap cair dinyatakan dengan persamaan :

$\Sigma yi = \Sigma k.xi \approx 1,00$

Dimana : yi = fraksi mol komponen i dalam fase uap

xi = fraksi mol komponen i dalam fase cair

$k = \frac{Pi}{P}$

Pi = tekanan uap komponen i, (atm)

P = tekanan operasi, (atm)

<u>Dengan Cara Trial Error, maka didapatkan :</u>

Kondisi Feed :

T = 413,20 K = 140,05 °C

P = 0,985 atm = 749 mmHg

Komponen	X_{if}	Pi^{sat}	Ki	Yi	$Pi^{sat} \times X_{if}$
C_6H_6	0,0089	3.543,4759	4,7335	0,0421	31,5123
C_7H_8	0,0029	1.637,4435	2,1873	0,0065	4,8291
C_8H_{10}	0,2964	858,7488	1,1471	0,3401	254,5735
C_8H_8	0,6917	661,7007	0,8839	0,6114	457,7048
H_2O	0,0000	2.714,6611	3,6263	0,0000	0,0029
Jumlah	1,0000			1,0000	748,6225

Mengetahui suhu dew point pada umpan masuk destilasi :

$$\Sigma xi = \Sigma \frac{yi}{k} \approx 1{,}00$$

Kondisi Feed :

T = 414,81 K = 141,66 °C

P = 0,985 atm = 749 mmHg

Komponen	Y_{if}	Pi^{sat}	Ki	Xi	$Pi^{sat} \times X_{if}$
C_6H_6	0,0089	3.667,2435	4,8988	0,00182	6,6573
C_7H_8	0,0029	1.701,5477	2,2730	0,00130	2,2077
C_8H_{10}	0,2964	895,6172	1,1964	0,24778	221,9202
C_8H_8	0,6917	691,2461	0,9234	0,74910	517,8139
H_2O	0,0000	2.840,7755	3,7948	0,00000	0,0008
Jumlah	1,0000			1,00000	748,6000

2. Kondisi operasi atas

Kondisi operasi atas menara terjadi pada keadaan bubble point pada kondisi atas destilasi.

Keadaan kesetimbangan uap cair dinyatakan dengan persamaan :

$$\Sigma yi = \Sigma k.xi \approx 1{,}00$$

<u>Dengan Cara Trial Error, maka didapatkan :</u>

Kondisi destilat :

T = 404,48 K = 131,33 °C

P = 0,985 atm = 749 mmHg

Komponen	X_{if}	Pi^{sat}	Ki	Yi	$Pi^{sat} \times X_{if}$
C_6H_6	0,0285	2.926,2700	3,9090	0,11128	83,30393
C_7H_8	0,0095	1.321,8689	1,7658	0,01672	12,51696
C_8H_{10}	0,9576	679,2587	0,9074	0,86889	650,44904
C_8H_8	0,0045	518,5723	0,6927	0,00310	2,31968
H_2O	0,0000	2.107,8348	2,8157	0,00001	0,00723
Jumlah	1,0000			1,00000	748,59685

Mengetahui suhu dew point pada kondisi atas destilasi

Pada keadaan dew point (titik embun) maka :

$$\Sigma xi = \Sigma \frac{yi}{k} \approx 1,0$$

Dengan Cara Trial Error, maka didapatkan :

Kondisi destilat :

T = 407,10 K = 133,95 °C

P = 0,985 atm = 749 mmHg

Komponen	Y_{if}	Pi^{sat}	Ki	Xi	$Pi^{sat} \times X_{if}$
C_6H_6	0,0285	3.103,1523	4,1453	0,0069	21,3109
C_7H_8	0,0095	1.411,5734	1,8856	0,0050	7,0886
C_8H_{10}	0,9576	729,9195	0,9750	0,9821	716,8493
C_8H_8	0,0045	558,8418	0,7465	0,0060	3,3486
H_2O	0,0000	2.277,8393	3,0428	0,0000	0,0026
Jumlah	1,0000			1,0000	748,6000

3. Kondisi operasi bawah destilasi

Kondisi operasi bawah terjadi pada keadaan bubble point

Keadaan kesetimbangan uap cair dinyatakan dengan persamaan :

$$\Sigma yi = \Sigma k.xi \approx 1,00$$

Dengan Cara Trial Error, maka didapatkan :

Kondisi bottom :

T = 417,76 K = 144,61°C

P = 0,985 atm = 749 mmHg

Komponen	X_{if}	Pi^{sat}	Ki	Yi	$Pi^{sat} \times X_{if}$
C_6H_6	0,0001	3.902,2372	5,2127	0,0007	0,50241
C_7H_8	0,0000	1.823,9559	2,4365	0,0001	0,05451
C_8H_{10}	0,0004	966,3640	1,2909	0,0006	0,41474
C_8H_8	0,9994	748,0647	0,9993	0,9987	747,62496
H_2O	0,0000	3.084,0541	4,1198	0,0000	0,00001
Jumlah	1,0000			1,0000	748,59662

Mengetahui suhu dew point pada bottom destilasi :

$$\Sigma xi = \Sigma \frac{yi}{k} \approx 1{,}00$$

Kondisi bottom :

T = 417,77 K = 144,62 °C

P = 0,985 atm = 749 mmHg

Komponen	Y_{if}	Pi^{sat}	Ki	Xi	$Pi^{sat} \times X_{if}$
C_6H_6	0,0001	3.903,7534	5,2147	0,00002	0,0964
C_7H_8	0,0000	1.824,7485	2,4375	0,00001	0,0224
C_8H_{10}	0,0004	966,8236	1,2915	0,00033	0,3213
C_8H_8	0,9994	748,4343	0,9998	0,99963	748,1600
H_2O	0,0000	3.085,6396	4,1219	0,00000	0,0000
Jumlah	1,0000			1,00000	748,6000

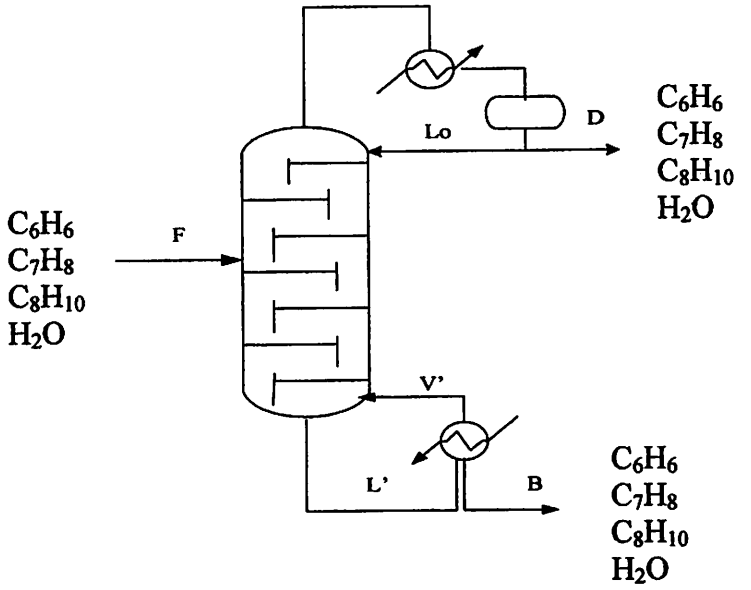
Neraca Massa Kolom Destilasi 1 :

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Menuju kolom destilasi 1	Destilat	Bottom
C_6H_6	182,89534	181,06638	1,82895
C_7H_8	71,54382	71,04301	0,50081
C_8H_{10}	8.286,36513	8.278,07877	8,28637
C_8H_8	18.967,70649	37,93541	18.929,77108
H_2O	0,00504	0,00503	0,00001
Total	27.508,51582	8.568,12861	18.940,38721
		27.508,51582	

6. Kolom Destilasi 2 (D-140)

Fungsi : Untuk memisahkan benzene, toluene dan ethylbenzene dari campuran yang berasal dari hasil atas dari menara destilasi I.

Jenis : Sieve Tray



Komponen yang masuk menara destilasi 2 :

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	Fraksimol
C_6H_6	181,06638	2,31797606	0,0285
C_7H_8	71,04301	0,77102498	0,0095
C_8H_{10}	8.278,07877	77,97150523	0,9576
C_8H_8	37,93541	0,36423125	0,0045
H_2O	0,00503	0,00027945	0,0000
Total	8.568,12861	81,42501698	1,0000

Menentukan komponen pada bottom produk dan top produk.

Direncanakan :

1. Pada Bottom Produk

a. C_6H_6 (3,7 %) :

$$\frac{1}{100} \times 181{,}06638 = 6{,}69946 \text{ kg/jam}$$

b. C_7H_8 (5,5 %) :

$$\frac{0{,}7}{100} \times 71{,}04301 = 3{,}90737 \text{ kg/jam}$$

c. C_8H_{10} (99,2 %) :

$$\frac{0{,}1}{100} \times 8.278{,}07877 = 8.211{,}85414 \text{ kg/jam}$$

d. C_8H_8 (50 %) :

$$\frac{99{,}8}{100} \times 37{,}93541 = 18{,}96771 \text{ kg/jam}$$

e. H_2O (0,79 %) :

$$\frac{0{,}13}{100} \times 0{,}00503 = 0{,}00004 \text{ kg/jam}$$

2. Pada Top Produk

a. C_6H_6 = C_6H_6 umpan - C_6H_6 bottom

= 181,06638 – 6,69946

= 174,36693 kg/jam

b. C_7H_8 = C_7H_8 umpan - C_7H_8 bottom

= 71,04301 – 3,90737

= 67,13565 kg/jam

c. C_8H_{10} = C_8H_{10} umpan - C_8H_{10} bottom

= 8.278,07877 – 8.211,85414

= 66,22643 kg/jam

d. C_8H_8 = C_8H_8 umpan - C_8H_8 bottom

= 37,93541 – 18,96771

= 18,96771 kg/jam

e. H_2O = H_2O umpan - H_2O bottom

= 0,00503 – 0,00004

= 0,00499 kg/jam

Kondisi Operasi Destilasi :

1. Kondisi umpan destilasi

Umpan masuk pada kondisi cair jenuh dan destilasi dirancang pada keadaan bubble point.

Keadaan kesetimbangan uap cair dinyatakan dengan persamaan :

$\Sigma yi = \Sigma k.xi \approx 1,00$

Dimana : yi = fraksi mol komponen i dalam fase uap

xi = fraksi mol komponen i dalam fase cair

$k = \frac{Pi}{P}$

Pi = tekanan uap komponen i, (atm)

P = tekanan operasi, (atm)

<u>Dengan Cara Trial Error, maka didapatkan :</u>

Kondisi Feed :

T = 404,48 K = 129,98 °C

P = 0,985 atm = 749 mmHg

Komponen	X_{if}	Pi^{sat}	Ki	Xi	$Pi^{sat} \times X_{if}$
C_6H_6	0,0285	2.926,2700	3,9090	0,11128	83,3039
C_7H_8	0,0095	1.321,8689	1,7658	0,01672	12,5170
C_8H_{10}	0,9576	679,2587	0,9074	0,86889	650,4490
C_8H_8	0,0045	518,5723	0,6927	0,00310	2,3197
H_2O	0,0000	2.107,8348	2,8157	0,00001	0,0072
Jumlah	1,0000			1,00000	748,5968

Mengetahui suhu dew point pada umpan masuk destilasi :

$$\Sigma xi = \Sigma \frac{yi}{k} \approx 1{,}00$$

Kondisi Feed :

T = 407,10 K = 133,95 °C

P = 0,985 atm = 749 mmHg

Komponen	Y_{if}	Pi^{sat}	Ki	Xi	$Pi^{sat} \times X_{if}$
C_6H_6	0,0285	3.103,1523	4,1453	0,0069	21,3109
C_7H_8	0,0095	1.411,5734	1,8856	0,0050	7,0886
C_8H_{10}	0,9576	729,9195	0,9750	0,9821	716,8493
C_8H_8	0,0045	558,8418	0,7465	0,0060	3,3486
H_2O	0,0000	2.277,8393	3,0428	0,0000	0,0026
Jumlah	1,0000			1,0000	748,6000

2. Kondisi operasi atas

Kondisi operasi atas menara terjadi pada keadaan bubble point

Keadaan kesetimbangan uap cair dinyatakan dengan persamaan :

$$\Sigma yi = \Sigma k.xi \approx 1{,}00$$

<u>Dengan Cara Trial Error, maka didapatkan :</u>

Kondisi destilat :

T = 364,42 K = 91,27 °C

P = 0,985 atm = 749 mmHg

Komponen	X_{if}	Pi^{sat}	Ki	Xi	$Pi^{sat} \times X_{if}$
C_6H_6	0,5926	1.058,9915	1,4146	0,83827	627,5274
C_7H_8	0,1934	423,7442	0,5660	0,10949	81,9613
C_8H_{10}	0,1656	194,7115	0,2601	0,04307	32,2420
C_8H_8	0,0483	141,1758	0,1886	0,00912	6,8252
H_2O	0,0001	551,8433	0,7372	0,00005	0,0406
Jumlah	1,0000			1,00000	748,5966

Mengetahui suhu dew point pada kondisi atas destilasi

Pada keadaan dew point (titik embun) maka :

$$\Sigma xi = \Sigma \frac{yi}{k} \approx 1{,}00$$

Dengan Cara Trial Error, maka didapatkan :

Kondisi destilat :

T = 380,41 K = 107,26 °C

P = 0,985 atm = 749 mmHg

Komponen	Y_{if}	Pi^{sat}	Ki	Xi	$Pi^{sat} \times X_{if}$
C_6H_6	0,5926	1.636,7724	2,1864	0,2710203	443,5985
C_7H_8	0,1934	689,9494	0,9217	0,2098640	144,7955
C_8H_{10}	0,1656	332,8320	0,4446	0,3724395	123,9598
C_8H_8	0,0483	246,8362	0,3297	0,1466200	36,1911
H_2O	0,0001	979,0922	1,3079	0,0000563	0,0551
Jumlah	1,0000			1,0000000	748,6000

3. Kondisi operasi bawah destilasi

Kondisi operasi bawah terjadi pada keadaan bubble point

Keadaan kesetimbangan uap cair dinyatakan dengan persamaan :

$$\Sigma yi = \Sigma k.xi \approx 1{,}00$$

Dengan Cara Trial Error, maka didapatkan :

Kondisi bottom :

T = 407,91 K = 134,76 °C

P = 0,985 atm = 749 mmHg

Komponen	X_{if}	Pi^{sat}	Ki	Xi	$Pi^{sat} \times X_{if}$
C_6H_6	0,0011	3.158,8047	4,2196	0,0047	3,4886
C_7H_8	0,0005	1.439,9236	1,9235	0,0011	0,7863
C_8H_{10}	0,9960	745,9925	0,9965	0,9925	743,0118
C_8H_8	0,0023	571,6401	0,7636	0,0018	1,3406
H_2O	0,0000	2.331,9934	3,1151	0,0000	0,0001
Jumlah	1,0000			1,0000	748,6273

Mengerahui suhu dew point pada Kondisi atas dewinlet

Pada kondisi dew point (titik embun) maka :

$$\sum y_i = \sum \frac{y_i}{K} = 1.00$$

Dengan Cara Trial Error, maka didapatkan :

Kondisi desain :

T = 380,41 K = 107,26 °C

P = 0,285 atm = 240 mmHg

Komponen	y_i	P_i^{sat}	K_i	x_i	$P_i^{sat} \times x_i$
C_4H_8	0,0920	1.0[illegible]7124	3.1801	0.2710[illegible]	44.7095
C_4H_6	0.1924	[illegible]	0.0217	0.2090[illegible]	144.7095
C_3H_6	0.1850	[illegible]3.8320	0.4446	0.2[illegible]4895	[illegible]
C_4H_{10}	0.0482	240.8262	0.[illegible]07	0.1400200	36.1911
H_2O	0.0001	[illegible]	1.8070	0.0000[illegible]	0.0031
Jumlah	1.0000			1.0000000	718.0000

3. Kondisi operasi bawah dasinlet

Kondisi operasi bawah tepadi pada keadaan bubble point

Keadaan kesetimbangan cair uap dinyatakan dengan persamaan :

$$\sum y_i = \sum K_i x_i = 1.00$$

Dengan Cara Trial Error, maka didapatkan :

Kondisi bawah :

T = 407,01 K = 134,20 °C

P = 0,285 atm = 240 mmHg

Komponen	x_i	P_i^{sat}	K_i	y_i	$P_i^{sat} \times x_i$
C_4H_8	0.0001	[illegible]	4.2[illegible]6	0.0007	3.1850
C_4H_6	0.0000	[illegible]	1.4224	0.0001	0.2864
C_3H_6	0.0000	[illegible]	0.9[illegible]	0.0000	34.0178
C_4H_{10}	0.0022	571.6[illegible]	0.7636	0.0018	1.3406
H_2O	0.0000	[illegible]	[illegible]	0.0000	0.0001
Jumlah	1.0000			1.0000	[illegible]

Mengetahui suhu dew point pada bottom destilasi :

$$\Sigma xi = \Sigma \frac{yi}{k} \approx 1{,}00$$

Dengan Cara Trial Error, maka didapatkan :

Kondisi bottom :

T = 408,02 K = 134,87 °C

P = 0,985 atm = 749 mmHg

Komponen	Y_{if}	Pi^{sat}	Ki	Xi	$Pi^{sat} \times X_{if}$
C_6H_6	0,0011	3.166,8951	4,2304	0,0003	0,8267
C_7H_8	0,0005	1.444,0499	1,9290	0,0003	0,4088
C_8H_{10}	0,9960	748,3343	0,9996	0,9964	745,6089
C_8H_8	0,0023	573,5057	0,7661	0,0031	1,7555
H_2O	0,0000	2.339,8921	3,1257	0,0000	0,0000
Jumlah	1,0000			1,0000	748,6000

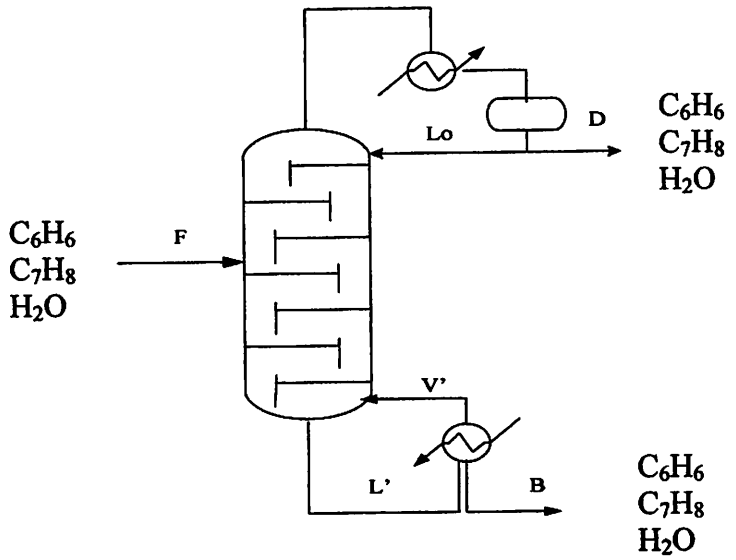
Neraca Massa Kolom Destilasi 2 :

	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
Komponen	Menuju kolom distilasi 2	Destilat	Bottom
C_6H_6	181,06638	174,36693	6,69946
C_7H_8	71,04301	67,13565	3,90737
C_8H_{10}	8.278,07877	66,22463	8.211,85414
C_8H_8	37,93541	18,96771	18,96771
H_2O	0,00503	0,00499	0,00004
Total	8.568,12861	326,69990	8.241,42871
		8.568,12861	

7. Kolom Destilasi 3 (D-150)

Fungsi : Untuk memisahkan benzene dan toluene dari campuran yang berasal dari hasil atas dari menara destilasi 2.

Jenis : Sieve Tray



Komponen yang masuk kolom destilasi 3 :

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	fraksimol
C_6H_6	174,3669	2,2322	0,5926
C_7H_8	67,1356	0,7286	0,1934
C_8H_{10}	66,2246	0,6238	0,1656
C_8H_8	18,9677	0,1821	0,0483
H_2O	0,0050	0,0003	0,0001
Total	326,6999	3,7670	1,0000

Menentukan komponen pada bottom produk dan top produk.

Direncanakan :

1. Pada Bottom Produk

a. C_6H_6 (27 %) :

$$\frac{1}{100} \times 174{,}3669 = 47{,}0791 \text{ kg/jam}$$

b. C_7H_8 (99,9 %) :

$$\frac{0{,}7}{100} \times 67{,}1356 = 67{,}0685 \text{ kg/jam}$$

c. C_8H_{10} (50 %) :

$$\frac{0{,}1}{100} \times 66{,}2246 = 33{,}1123 \text{ kg/jam}$$

d. C_8H_8 (50 %) :

$$\frac{99{,}8}{100} \times 18{,}9677 = 9{,}4839 \text{ kg/jam}$$

e. H_2O (0,006 %) :

$$\frac{0{,}13}{100} \times 0{,}0050 = 0{,}000003 \text{ kg/jam}$$

2. Pada Top Produk

a. C_6H_6 = C_6H_6 umpan - C_6H_6 bottom
= 174,3669 – 47,0791
= 127,2879 kg/jam

b. C_7H_8 = C_7H_8 umpan - C_7H_8 bottom
= 67,1356 – 67,0685
= 0,0671 kg/jam

c. C_8H_{10} = C_8H_{10} umpan - C_8H_{10} bottom
= 66,2246– 33,1123
= 33,1123 kg/jam

d. C_8H_8 = C_8H_8 umpan - C_8H_8 bottom
= 18,9677 – 9,4839
= 9,4839 kg/jam

e. H_2O = H_2O umpan - H_2O bottom

= 0,0050 – 0,000003

= 0,0050 kg/jam

Kondisi Operasi Destilasi :

1. Kondisi umpan destilasi

Umpan masuk pada kondisi cair jenuh dan destilasi dirancang pada keadaan bubble point.

Keadaan kesetimbangan uap cair dinyatakan dengan persamaan :

$\Sigma yi = \Sigma k.xi \approx 1,00$

Dimana : yi = fraksi mol komponen i dalam fase uap

xi = fraksi mol komponen i dalam fase cair

$k = \frac{Pi}{P}$

Pi = tekanan uap komponen i, (atm)

P = tekanan operasi, (atm)

<u>Dengan Cara Trial Error, maka didapatkan :</u>

Kondisi Feed :

T = 364,42 K = 91,27 °C

P = 0,985 atm = 749 mmHg

Komponen	X_{if}	Pi^{sat}	Ki	Xi	$Pi^{sat} \times X_{if}$
C_6H_6	0,5926	1.059,0218	1,4147	0,8383	627,5454
C_7H_8	0,1934	423,7578	0,5661	0,1095	81,9640
C_8H_{10}	0,1656	194,7184	0,2601	0,0431	32,2432
C_8H_8	0,0483	141,1810	0,1886	0,0091	6,8254
H_2O	0,0001	551,8640	0,7372	0,0001	0,0406
Jumlah	1,0000			1,0000	748,6186

Mengetahui suhu dew point pada umpan masuk destilasi :

$$\Sigma xi = \Sigma \frac{yi}{k} \approx 1{,}00$$

Dengan Cara Trial Error, maka didapatkan :

Kondisi Feed :

T = 380,41 K = 107,26 °C

P = 0,985 atm = 749 mmHg

Komponen	Y_{if}	Pi^{sat}	Ki	Xi	$Pi^{sat} \times X_{if}$
C_6H_6	0,5926	1.636,8271	2,1865	0,2710	443,5985
C_7H_8	0,1934	689,9752	0,9217	0,2099	144,7955
C_8H_{10}	0,1656	332,8456	0,4446	0,3724	123,9598
C_8H_8	0,0483	246,8467	0,3297	0,1466	36,1911
H_2O	0,0001	979,1353	1,3080	0,0001	0,0551
Jumlah	1,0000			1,0000	748,6000

2. Kondisi operasi atas

Kondisi operasi atas terjadi pada keadaan bubble point.

Keadaan kesetimbangan uap cair dinyatakan dengan persamaan :

$$\Sigma yi = \Sigma k.xi \approx 1{,}00$$

Dengan Cara Trial Error, maka didapatkan :

Kondisi destilat :

T = 358,74 K = 85,59 °C

P = 0,985 atm = 749 mmHg

Komponen	X_{if}	Pi^{sat}	Ki	Xi	$Pi^{sat} \times X_{if}$
C_6H_6	0,8013	897,1932	1,1985	0,96041	718,96490
C_7H_8	0,0004	351,9345	0,4701	0,00017	0,12610
C_8H_{10}	0,1534	158,7016	0,2120	0,03252	24,34114
C_8H_8	0,0448	114,0581	0,1524	0,00682	5,10748
H_2O	0,0001	443,7312	0,5927	0,00008	0,06046
Jumlah	1,0000			1,00000	748,60009

Mengetahui suhu dew point pada bottom destilasi :

$$\Sigma xi = \Sigma \frac{yi}{k} \approx 1{,}00$$

Dengan Cara Trial Error, maka didapatkan :

Kondisi destilat :

T = 374,91 K = 101,76 °C

P = 0,985 atm = 749 mmHg

Komponen	Y_{if}	Pi^{sat}	Ki	Xi	$Pi^{sat} \times X_{if}$
C_6H_6	0,8013	1.416,0091	1,8915	0,4236	599,8899
C_7H_8	0,0004	586,6493	0,7837	0,0005	0,2682
C_8H_{10}	0,1534	278,4913	0,3720	0,4123	114,8178
C_8H_8	0,0448	205,0056	0,2739	0,1635	33,5221
H_2O	0,0001	808,9332	1,0806	0,0001	0,1020
Jumlah	1,0000			1,0000	748,6000

3. Kondisi operasi bawah destilasi

Kondisi operasi bawah terjadi pada keadaan bubble point

Keadaan kesetimbangan uap cair dinyatakan dengan persamaan :

$$\Sigma yi = \Sigma k.xi \approx 1{,}00$$

Dengan Cara Trial Error, maka didapatkan :

Kondisi bottom:

T = 372,60 K = 99,45 °C

P = 0,985 atm = 749 mmHg

Komponen	Y_{if}	Pi^{sat}	Ki	Xi	$Pi^{sat} \times X_{if}$
C_6H_6	0,3477	1.330,4027	1,7772	0,6179	462,54128
C_7H_8	0,4199	547,0883	0,7308	0,3069	229,71618
C_8H_{10}	0,1799	257,9124	0,3445	0,0620	46,40199
C_8H_8	0,0525	189,2453	0,2528	0,0133	9,94055
H_2O	0,0000	745,1478	0,9954	0,0000	0,00007
Jumlah	1,0000			1,0000	748,60008

Heterogeneous azeotrope dew point pour bottom distillate :

$$\sum x_i = 1 : \frac{y_i}{K_i} = 1{,}00$$

<u>Dernier Cycle Total Erreur, mesh distribution :</u>

Kondisi distilat :

T = 374,01 K = 101,76 °C

P = 0,083 atm = 749 mmHg

Komponen	y_i	P_i^{sat}	K_i	y_i/K_i	$P_i^{sat} \times x_i$
C_1H_4	0,3013	1,4 x 10^6	1,8913	0,4234	566,5890
C_2H_6	0,0604	566,4495	0,7557	0,0800	0,2652
C_3H_8	0,1534	274,5013	0,3721	0,4123	114,8178
C_4H_{10}	0,0449	205,0056	0,2746	0,1635	33,1221
H_2O	0,0001	508,0132	0,6806	0,0001	0,1030
Jumlah	1,0000			1,0000	714,6000

A. Kondisi operasi bawah distilat

Kondisi operasi bawah tertahan pada kondisi bubble point

Kondisi kesetimbangan uap cair dipergunakan dengan persamaan :

$$\sum y_i = \sum K_i x_i = 1{,}00$$

<u>Dernier Cycle Total Erreur, mesh distribution :</u>

Kondisi bottom:

T = 372,00 K = 99,45 °C

P = 0,083 atm = 749 mmHg

Komponen	x_i	P_i^{sat}	K_i	x_i/K_i	$P_i^{sat} \times x_i$
C_1H_4	0,1177	1,3303 x 10^7	1,7753	0,0179	1023,5412
C_2H_6	0,1499	817,0003	0,7308	0,2049	122,7101
C_3H_8	0,1799	287,0174	0,3835	0,4690	15,4010
C_4H_{10}	0,0524	149,2153	0,2329	0,0183	0,9053
H_2O	0,0000	743,1472	0,9924	0,0000	0,0000
Jumlah	1,0000			1,0000	1162,6008

Mengetahui suhu dew point pada bottom destilasi :

$$\Sigma xi = \Sigma \frac{yi}{k} \approx 1{,}00$$

Dengan Cara Trial Error, maka didapatkan :

Kondisi bottom :

T = 385,96 K = 112,81 °C

P = 0,985 atm = 749 mmHg

Komponen	Y_{if}	Pi^{sat}	Ki	Xi	$Pi^{sat} \times X_{if}$
C_6H_6	0,3477	1.885,5260	2,5187	0,1380	260,2659
C_7H_8	0,4199	808,3361	1,0798	0,3889	314,3287
C_8H_{10}	0,1799	396,0587	0,5291	0,3401	134,6834
C_8H_8	0,0525	295,8438	0,3952	0,1329	39,3220
H_2O	0,0000	1.179,8798	1,5761	0,0000	0,0001
Jumlah	1,0000			0,9999	748,6000

Neraca Massa Kolom Destilasi 3 :

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Menuju kolom distilasi 3	Destilat	Bottom
C_6H_6	174,3669	127,2879	47,0791
C_7H_8	67,1356	0,0671	67,0685
C_8H_{10}	66,2246	33,1123	33,1123
C_8H_8	18,9677	9,4839	9,4839
H_2O	0,0050	0,0050	0,00000
Total	326,6999	169,9562	156,7438
		326,6999	

APPENDIKS B

PERHITUNGAN NERACA PANAS

Kapasitas produksi = 150.000 ton/ tahun

$$= \left(150.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}}\right) x \left(1000 \frac{\text{kg}}{\text{ton}}\right) x \left(\frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}}\right) x \left(\frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}\right)$$

= 18.940,3872 kg/jam

Satuan Panas = kkal/jam

Waktu Operasi = 330 hari / tahun

= 24 jam/hari

Suhu Referensi = 25 °C = 298,15 K

Data kapasitas panas sebagai berikut :

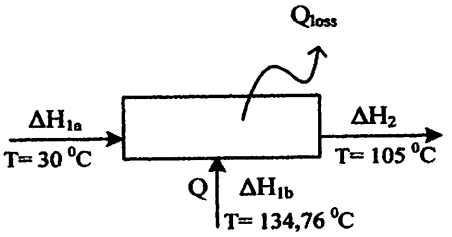
Cp = kJ/kmol : T = K

$$\frac{Cp}{R} = A + BT + CT^2 + DT^{-2}$$ (J.M. Smith,H.C.Van Ness, *Chem Eng Thermodynamics*, hal : 124)

Komponen	A	B	C	D
C_6H_6	-33,917	0,47436	-0,0003017	0,000000071301
C_7H_8	-24,355	0,51246	-0,0002765	0,000000049111
C_8H_{10}	-43,099	0,70715	-0,0004811	0,000000130080
C_8H_8	-28,248	0,61588	-0,0004023	0,000000099353
H_2O	32,243	0,0019238	0,000010555	-0,000000003596
CO_2	19,7950	0,073436	-0,00005602	0,000000017153
H_2	27,1430	0,0092738	-0,00001381	0,000000007645
CH_4	19,2510	0,052126	0,000011974	-0,000000011320
C_2H_4	3,0860	0,15659	-0,0000834	0,000000017551
CO	30,8690	-0,01285	0,000027892	-0,000000012720

(Coulson & Richardson's, *Chemical Engineering Design*, hal : 868)

1. Mixer (M-112)



Neraca panas :

$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{loss}$

Keterangan :

ΔH_{1a}, ΔH_{1b}: panas yang terkandung dalam bahan masuk mixer (kkal/jam)

ΔH_2 : panas yang terkandung dalam bahan keluar mixer (kkal/jam)

Q : panas yang terkandung karena adanya pencampuran (kkal/jam)

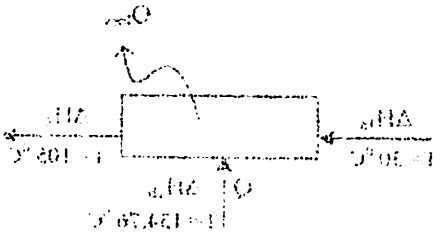
Q_{loss} : panas yang hilang (kkal/jam)

Dengan persamaan : $\Delta H = m \times Cp \times \Delta T$
(H.C. Van Ness & Smith,J.M. *Introduction to Chem. Eng. Thermodynamics*, hal.118)

Neraca Massa pada Mixer :

Komposisi	Rumus Kimia	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Dari Storage	Recycle EB	Ke Reaktor
Benzene	C_6H_6	-	0,218190	0,218190
Toluene	C_7H_8	-	3,907430	3,907430
Ethylbenzene	C_8H_{10}	27.367,0251	254,193380	27.621,218510
Stirena	C_8H_8	-	0,618040	0,618040
Air	H_2O	3.040,7806	0,000020	3.040,780590
Total		30.407,8057	258,937060	30.666,742760
		30.666,742760		

1. Mixer (M-112)



Neraca panas :

$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{loss}$

Keterangan :

ΔH_{in} : panas yang terkandung dalam bahan masuk mixer (Kkal/jam)

ΔH_2 : panas yang terkandung dalam bahan keluar mixer (Kkal/jam)

Q : panas yang terkandung karena adanya pencampuran (Kkal/jam)

Q_{loss} : panas yang hilang (Kkal/jam)

Dengan persamaan : $\Delta H = m \times Cp \times \Delta T$

(H.C. Van Ness & Smith J.M. Introduction to Chem. Eng. Thermodynamics, hal.118)

Neraca Massa pada Mixer :

Komposisi	Rumus Kimia	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Dari Storage	Recycle EB	Ke Reaktor
Benzene	C_6H_6	-	0,2181490	0,2181490
Toluene	C_7H_8	-	3,9072430	3,9072430
Ethylbenzene	C_8H_{10}	27,3672,0251	254,1943580	27,6021,2185810
Stirena	C_8H_8	-	0,6180440	0,6180440
Air	H_2O	3,040,7806	0,0000020	3,040,7805590
Total		30,407,8057	258,9372060	30,666,7462760
		30,666,7462760		

a. Menghitung panas bahan masuk dari tangki penampung (ΔH_{1a})

Suhu bahan masuk = 30 °C :

Komposisi	Massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_{1a} (Kkal/jam)
C_8H_{10}	257,7709	0,1618	5	208,5432
H_2O	168,7822	0,2081	5	175,6127
			Total	384,1559

Contoh : Cara perhitungan ΔH

Misal : Untuk C_8H_{10}

Data kapasitas panas dari C_8H_{10}

Komponen	A	B	C	D
C_8H_{10}	-43,099	0,70715	-0,0004811	0,000000130080

Rumus :

$$\Delta H = \int_{T_1}^{T_2} Cp\,dT$$ (J.M. Smith,H.C.Van Ness, *Chem Eng Thermodynamics*, hal : 124-127)

$$\frac{Cp}{R} = A + BT + CT^2 + DT^{-2}$$

$$\Delta H = \int_{T_0}^{T} \frac{Cp}{R} dT = AT_o(\tau - 1) + \frac{B}{2}T_o^2(\tau^2 - 1) + \frac{C}{3}T_o^3(\tau^3 - 1) + \frac{D}{T_o}\left(\frac{\tau - 1}{\tau}\right)$$

dimana : $\tau = \frac{T}{T_o}$

$$\Delta H = \int_{T_0}^{T} \frac{Cp}{R} dT = \left[AT_o + \frac{B}{2}T_o^2(\tau + 1) + \frac{C}{3}T_o^3(\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_o}\right](\tau - 1)$$

Dimana : $\tau - 1 = \frac{T - T_o}{T_o}$

Dapat ditulis :

$$\Delta H = \int_{T_0}^{T} \frac{Cp}{R} dT = \left[A + \frac{B}{2}T_o(\tau + 1) + \frac{C}{3}T_o^2(\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_o^2}\right](T - T_o)$$

Sehingga persamaan diatas menjadi :

$$\Delta H = \frac{Cp}{R} = A + \frac{B}{2}T_o(\tau + 1) + \frac{C}{3}T_o^2(\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_o^2}$$

$$Cp = \left[A + \frac{B}{2}T_o(\tau + 1) + \frac{C}{3}T_o^2(\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_o^2}\right]R$$

$$Cp = \left[-43{,}099 + \frac{0{,}70715}{2} 298{,}15 \left(\frac{303{,}15}{298{,}15} + 1 \right) + \frac{-0{,}0004811}{3} 298{,}15^2 \left(\left(\frac{303{,}15}{298{,}15} \right)^2 + \frac{303{,}15}{298{,}15} + 1 \right) + \frac{0{,}0000001300801}{\frac{303{,}15}{298{,}15} 298{,}15^2} \right] R$$

$$Cp = 81{,}4297 \times 8{,}314 \frac{J}{mol.K} \times 0{,}239006 \frac{Kal}{J} \times \frac{1 Kkal}{1000 Kal}$$

$$Cp = 0{,}1618 \frac{Kkal}{mol.K}$$

b. Menghitung panas bahan masuk dari recycle ethylbenzene (ΔH_{1b})

Suhu bahan masuk = 134,76 °C

Komposisi	Massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_{1b} (Kkal/jam)
C_6H_6	0,002793	0,1901	109,76	0,0583
C_7H_8	0,042407	0,2421	109,76	1,1267
C_8H_{10}	2,394256	0,2903	109,76	76,2947
C_8H_8	0,005934	0,2755	109,76	0,1794
H_2O	0,000001	0,0681	109,76	0,00001
			Total	77,6591

c. Menghitung panas bahan keluar ke reaktor (ΔH_2)

Suhu bahan keluar = 105 °C :

Komposisi	Massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_2 (Kkal/jam)
C_6H_6	0,002793	0,1825	80	0,0408
C_7H_8	0,042407	0,2328	80	0,7899
C_8H_{10}	260,165196	0,2797	80	5.821,3498
C_8H_8	0,005934	0,2659	80	0,1262
H_2O	168,782226	0,0678	80	915,0974
			Total	6.737,4041

d. Menghitung panas hasil dari reaksi (Q)

Neraca panas :

$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{loss}$

Asumsi : Q_{loss} = 5 % dari panas masuk

$Q_{loss} = 5\ \%\ Q$

Maka :

$Q = \Delta H_2 - \Delta H_1 + 0{,}05\ Q$

$0{,}95\ Q = 6.737{,}4041 - (384{,}1559 + 77{,}6591)$

$0{,}95\ Q = 6.275{,}5890$

$$Q = \frac{6.275{,}5890}{0{,}95}$$

$Q = 6.605{,}8832$ kkal/jam

e. Menghitung panas yang hilang (Q_{loss})

$Q_{loss} = 5\ \%\ Q$

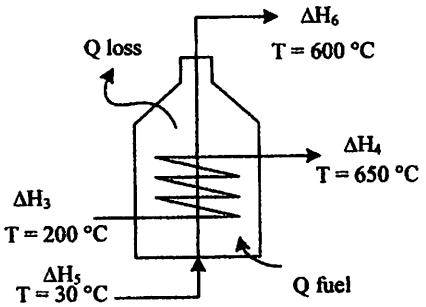
$= 5\ \% \times 6.605{,}8832$

$= 330{,}2942$ kkal/jam

Neraca Panas di Mixer (M-112) :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_{1a}	384,1559	ΔH_2	6.737,4041
ΔH_{1b}	77,6591	Q_{loss}	330,2942
Q	6.605,8832		
Total	7.067,6982	Total	7.067,6982

2. Furnace (Q-111)



Neraca panas : $\Delta H_3 + \Delta H_5 + Q = \Delta H_4 + \Delta H_6 + Q$ loss

Keterangan :

ΔH_3 : panas yang terkandung dalam steam masuk furnace (kkal/jam)

ΔH_4 : panas yang terkandung dalam bahan keluar furnace (kkal/jam)

ΔH_5 : panas udara masuk furnace (kkal/jam)

ΔH_6 : panas flue gas keluar furnace (kkal/jam)

Q : panas yang diberikan oleh fuel gas (kkal/jam)

Q_{loss} : panas yang hilang (kkal/jam)

Dengan persamaan : $\Delta H = m \times Cp \times \Delta T$

a. Menghitung panas steam masuk furnace (ΔH_3)

Suhu bahan masuk = 200 °C

Komposisi	Massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_3 (Kkal/jam)
$H_2O_{(g)}$	227,011192	0,0687	175	2.729,9198

b. Menghitung panas bahan keluar furnace (ΔH_4)

Suhu bahan keluar = 650 °C

Komposisi	Massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_4 (Kkal/jam)
$H_2O_{(g)}$	227,011192	0,0741	575	9.669,8118

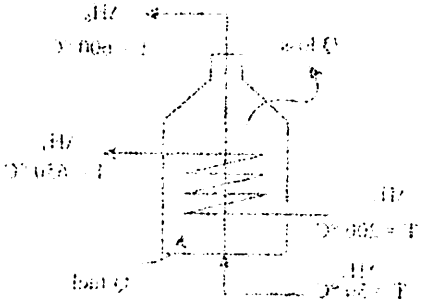
c. Menghitung kebutuhan bahan bakar (fuel gas)

Suhu bahan bakar masuk furnace = 120 °C

Bahan bakar yang digunakan adalah fuel oil dengan karakteristik :

°API = 23 °API (Perry,5th ed. hal : 9-10)

2. Furnace (Ij-111)



Neraca panas : $\Delta H_1 + \Delta H_2 + Q = \Delta H_3 + \Delta H_4 + Q$ loss

Keterangan :

ΔH_1 : panas yang terkandung dalam steam masuk furnace (Kkal/jam)

ΔH_2 : panas yang terkandung dalam bahan kotor furnace (Kkal/jam)

ΔH_3 : panas udara masuk furnace (Kkal/jam)

ΔH_4 : panas flue gas keluar furnace (Kkal/jam)

Q : panas yang dibutuhkan oleh fuel gas (Kkal/jam)

Q_{loss} : panas yang hilang (Kkal/jam)

Dengan persamaan : $\Delta H = m \times Cp \times \Delta T$

a. **Menghitung panas steam masuk furnace (ΔH_1)**

Suhu bahan masuk = 200 °C

Komposisi	Massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH (Kkal/jam)
$H_2O_{(g)}$	227,0111	0,0687	175	2.729,9108

b. **Menghitung panas bahan keluar furnace (ΔH_2)**

Suhu bahan keluar = 650 °C

Komposisi	Massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH (Kkal/jam)
$H_2O_{(g)}$	227,0111	0,0741	575	9.669,8118

c. **Menghitung kebutuhan bahan bakar (fuel gas)**

Suhu bahan bakar masuk furnace = 120 °C

Bahan bakar yang digunakan adalah fuel oil dengan karakteristik :

°API = 27 °API (Perry,Sin et al : 9-10)

Sg 60°/60° = 0,91 (Kern, hal. 809)

Komposisi bahan bakar :

C = 86,47 %

H_2 = 11,65 %

O_2 = 0,27 %

N_2 = 0,24 %

S = 1,35 %

Ash = 0,02 %

Basis = 100 kg bahan bakar

komponen	% berat	Kg	BM	kgmol
C	86,47	86,47	12	7,2058
H_2	11,65	11,65	2	5,8250
O_2	0,27	0,27	32	0,0084
N_2	0,24	0,24	28	0,0086
S	1,35	1,35	32	0,0422

- Reaksi pembakaran dianggap sempurna :
- Reaksi : $C + O_2 \longrightarrow CO_2$

  $H_2 + \frac{1}{2} O_2 \longrightarrow H_2O$

  $S + O_2 \longrightarrow SO_2$
- Kebutuhan O_2 pada reaksi = 10,1605 kmol/jam

  O_2 dari bahan bakar = 0,0084 kmol/jam

  Kebutuhan O_2 teoritis = 10,1605 – 0,0084 = 10,1521 kmol/jam

  Diketahui excess 5-20%, diambil 20% (himmeblau)

  O_2 excess 20% = 12,1825 kmol/jam = 389,8400 kg/jam

  O_2 sisa = 2,0304 kmol/jam = 64,9733 kg/jam
- Komposisi udara (79% N_2 dan 21% O_2)

  $N_2 = \frac{79}{21} \times 12,1825$ = 45,8294 kmol/jam

  N_2 dari bahan bakar = 0,0086 kmol/jam

  N_2 total = 45,8380 kmol/jam = 1.283,4633 kg/jam

Sg 60°/60° = 0,91 (Kem. bal. 80%)

Komposisi bahan bakar :

C = 86,47 %

H_2 = 11,65 %

O_2 = 0,27 %

N_2 = 0,24 %

S = 1,35 %

Ash = 0,02 %

Basis = 100 kg bahan bakar

komponen	% berat	Kg	BM	kgmol
C	86,47	86,47	12	7,2058
H_2	11,65	11,65	2	5,8250
O_2	0,27	0,27	32	0,0084
N_2	0,24	0,24	28	0,0086
S	1,35	1,35	32	0,0422

- Reaksi pembakaran dianggap sempurna :
- Reaksi : $C + O_2 \longrightarrow CO_2$

  $H_2 + \frac{1}{2} O_2 \longrightarrow H_2O$

  $S + O_2 \longrightarrow SO_2$
- Kebutuhan O_2 pada reaksi = 10,1605 kmol/jam

  O_2 dari bahan bakar = 0,0084 kmol/jam

  Kebutuhan O_2 teoritis = 10,1605 - 0,0084 = 10,1521 kmol/jam

  Dikerahui excess 5-20%, diambil 20% (diamankan)

  O_2 excess 20% = 12,1825 kmol/jam = 389,8400 kg/jam

  O_2 sisa = 2,0304 kmol/jam = 64,9733 kg/jam
- Komposisi udara (79% N_2 dan 21% O_2)

  $N_2 = \frac{79}{21} \times 12,1825$ = 45,8264 kmol/jam

  N_2 dari bahan bakar = 0,0086 kmol/jam

  N_2 total = 45,8350 kmol/jam = 1,284,6533 kg/jam

- Total udara masuk = N_2 total + excess O_2
  = 1.673,3033 kg/jam
- Total udara keluar = N_2 total + O_2 sisa
  Total udara keluar = 1.348,4367 kg/jam
- CO_2 keluar = 7,2058 kmol/jam = 317,0567 kg/jam
  H_2O keluar = 5,8250 kmol/jam = 104,85 kg/jam
  SO_2 keluar = 0,0422 kmol/jam = 2,7 kg/jam
- Total fuel gas keluar = total udara keluar + (CO_2+ H_2O+ SO_2) keluar
  Total fuel gas keluar = 1.348,4367 + (317,0556 + 104,85 + 2,7)
  = 1.773,0433 kg/jam

d. Menentukan panas udara masuk (ΔH_5)

Suhu udara masuk = 30 °C = 303,15 K

Massa udara = 1.673,2033 kg/jam

Cp udara = 0,24 Kkal/kg.K

$\Delta H_5 = m.Cp.\Delta T$ = 2.007,9640 Kkal/jam

e. Menentukan panas udara keluar (ΔH_6)

Suhu fuel gas keluar = 600 °C = 873,15 K

Massa udara = 1.348,4367 kg/jam

Cp udara = 0,2520 Kkal/kg.K

Massa gas keluar = 1.773,0433 kg/jam

Cp fuel gas = 0,2844 Kkal/kg.K

$\Delta H_6 = m.Cp.\Delta T$ = 485.334,2493 Kkal/jam

f. Menentukan Q loss

Asumsi :

Q loss = 5 % panas bahan masuk

Q loss = 136,4960 kkal/jam

g. Menentukan panas yang diberikan fuel gas (Q)

$\Delta H_3 + \Delta H_5 + Q = \Delta H_4 + \Delta H_6 + Q$ loss

Q = 9.669,8118 + 485.334,2493 + 136,4960 – 2.729,9198– 2.007,9640

Q = 490.402.6733 Kkal/jam

- Total udara masuk = N_2 total + excess O_2

  = 1.672,3033 kg/jam

- Total udara keluar = N_2 total + O_2 sisa

  Total udara keluar = 1.348,4367 kg/jam

- CO_2 keluar = 7,2058 kmol/jam = 317,0576 kg/jam

  H_2O keluar = 5,8230 kmol/jam = 104,85 kg/jam

  SO_2 keluar = 0,0422 kmol/jam = 2,7 kg/jam

- Total fuel gas keluar = total udara keluar + (CO_2+ H_2O+ SO_2) keluar

  Total fuel gas keluar = 1.348,4367 + (317,0576 + 104,85 + 2,7)

  = 1.772,0433 kg/jam

d. **Menentukan panas udara masuk (ΔH_1)**

  Suhu udara masuk = 30 °C = 303,15 K

  Massa udara = 1.672,3033 kg/jam

  Cp udara = 0,24 Kkal/kg.K

  ΔH_1 = m.Cp.ΔT = 2.007,9640 Kkal/jam

e. **Menentukan panas udara keluar (ΔH_2)**

  Suhu fuel gas keluar = 600 °C = 873,15 K

  Massa udara = 1.348,4367 kg/jam

  Cp udara = 0,2520 Kkal/kg.K

  Massa gas keluar = 1.772,0433 kg/jam

  Cp fuel gas = 0,2844 Kkal/kg.K

  ΔH_2 = m.Cp.ΔT = 485,3344,2402 Kkal/jam

f. **Menentukan Q loss**

  Asumsi :

  Q loss = 5 % panas bahan masuk

  Q loss = 120,4960 kkal/jam

g. **Menentukan panas yang dibutuhkan fuel gas (Q)**

  ΔH_f + ΔH_1 + Q = ΔH_2 + ΔH_r + Q loss

  Q = 9.589,8118 + 485.334,2402 + 120,4960 – 2.129,9108 – 2.007,9640

  Q = 490.402,6723 Kkal/jam

h. Menentukan kebutuhan fuel gas

Dari Perry 5th edition diperoleh : Hv = 19.500 Kkal/jam

Q = m fuel × Hv

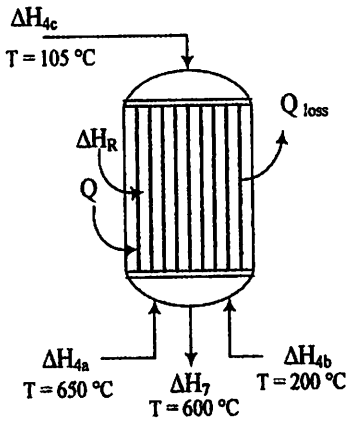
$$m\ fuel = \frac{490.402.6733}{19.500}$$

m fuel = 25,1489 kg/jam

Neraca panas di Furnace (Q-111) :

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_2	2.729,9198	ΔH_3	9.669,8118
ΔH_4	2.007,9640	ΔH_5	485.334,2493
Q	490.402,6733	Q_{loss}	136,4960
Total	495.140,5571	Total	495.140,5571

3. Reaktor (R-110)



Neraca panas : $(\Delta H_{4a} + \Delta H_{4b} + \Delta H_{4c}) + \Delta H_R + Q = \Delta H_7 + Q\ loss$

Keterangan :

ΔH_{4a} : panas yang terkandung dalam steam dari furnace (kkal/jam)

ΔH_{4b} : panas yang terkandung dalam steam masuk reaktor (kkal/jam)

ΔH_{4c} : panas yang terkandung dalam bahan dari mixer (kkal/jam)

ΔH_7 : panas yang terkandung dalam bahan keluar reaktor (kkal/jam)

ΔH_R : panas yang terkandung dalam reaksi (kkal/jam)

b. Menentukan kebutuhan fuel gas

Dari Perry 5th edition diperoleh : Hv = 19.500 Kkal/jam

$Q = m\ fuel \times Hv$

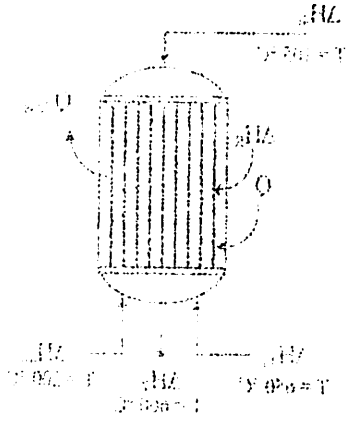
$$m\ fuel = \frac{490.402,6723}{19.500}$$

$m\ fuel = 25.1489$ kg/jam

Neraca panas di Furnace (U-111) :

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_5	2.720,6195	ΔH_7	9.606,8115
ΔH_1	2.007,9640	ΔH_8	483.531,2493
Q	490.402,6723	Q_{loss}	19.490
Total	495.131,2558	Total	495.131,2558

3. Reaktor (R-110)



Neraca panas : $(\Delta H_{4a} + \Delta H_{4b} + \Delta H_{4c}) + \Delta H_R + Q = \Delta H_7 + Q\ loss$

Keterangan :

ΔH_{4a} : panas yang terkandung dalam steam dari furnace (kkal/jam)

ΔH_{4b} : panas yang terkandung dalam steam masuk reaktor (kkal/jam)

ΔH_{4c} : panas yang terkandung dalam bahan dari mixer (kkal/jam)

ΔH_7 : panas yang terkandung dalam bahan keluar reaktor (kkal/jam)

ΔH_R : panas yang terkandung dalam reaksi (kkal/jam)

Q_{loss} : panas yang hilang (kkal/jam)

Q : panas yang dibutuhkan (kkal/jam)

Dengan persamaan : $\Delta H = m \times Cp \times \Delta T$

a. Menghitung panas bahan masuk reaktor (ΔH_4)

- **Menghitung panas steam dari furnace (ΔH_{4a})**

  Suhu bahan masuk = 650 °C

  ΔH_{4a} = 9.669,8118 kkal/jam

- **Menghitung panas steam masuk reaktor (ΔH_{4b})**

  Suhu bahan masuk = 200 °C

Komposisi	Massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_{4b} (kkal/jam)
H_2O (g)	3,129396	0,0741	175	40,5697

- **Menghitung panas bahan masuk dari mixer (ΔH_{4c})**

  Suhu bahan masuk = 105 °C

Komposisi	Massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_{1c} (kkal/jam)
C_6H_6	0,0028	0,2625	175	0,1283
C_7H_8	0,0424	0,3444	175	2,5558
C_8H_{10}	260,1652	0,3831	175	17.440,6455
C_8H_8	0,0059	0,3644	175	0,3784
H_2O	168,7822	0,0741	175	2.188,1025
			Total	19.631,8106

Total panas bahan masuk reaktor (ΔH_4)

ΔH_4 total = $\Delta H_{4a} + \Delta H_{4b} + \Delta H_{4c}$

= 9.669,8118 + 40,5697 + 19.631,8106

= 29.342,1920 Kkal/jam

b. Menghitung panas yang terkandung dalam bahan keluar (ΔH_7)

Suhu bahan keluar = 600 °C :

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_7 (Kkal/jam)
C_6H_6	2,3415	0,2625	575	353,4136
C_7H_8	0,7765	0,3444	575	153,7627
C_8H_{10}	78,0496	0,3831	575	17.191,4935
C_8H_8	182,1156	0,3644	575	38.156,9172
$H_2O_{(l)}$	233,1788	0,0741	575	9.932,5300
CO_2	0,0423	0,0835	575	2,0338
H_2	0,0212	0,0546	575	0,6641
CH_4	0,0204	0,1077	575	1,2662
C_2H_4	0,0702	0,1270	575	5,1278
CO	0,0006	0,0669	575	0,0243
			Total	65.797,2332

c. Menentukan panas reaksi (ΔH_R)

Reaksi 1 yang terjadi pada reaktor :

$C_6H_5C_2H_{5\,(l)} \longrightarrow C_6H_5CH{=}CH_{2\,(l)} + H_{2\,(g)}$

$C_6H_5C_2H_5$ yang bereaksi = 23,0057 kmol/jam

$C_6H_5CH{=}CH_2$ yang bereaksi = 23,0057 kmol/jam

H_2 yang bereaksi = 23,0057 kmol/jam

$\Delta H°_{f\,298}$ $C_6H_5C_2H_5$ = 29,92 Kj/kmol = 7,1511 Kkal/kmol

$\Delta H°_{f\,298}$ $C_6H_5CH{=}CH_2$ =147,36 Kj/kmol = 35,2199 Kkal/kmol

$\Delta H°_{f\,298}$ H_2 = 0 Kj/kmol = 0 Kkal/kmol

Menghitung $\Delta H°_{f\,298,15}$ produk

Komponen	massa (kmol/jam)	$\Delta H°_{f\,298,15}$ (Kkal/kmol)	$\Delta H°_{f\,298,15}$ (Kkal/jam)
C_8H_8	182,1156	35,2199	6.414,0989
H_2	182,1156	0	0
		Total	6.414,0989

b. Menghitung panas yang terkandung dalam bahan keluar (ΔH₂)

Suhu bahan keluar = 600 °C :

Komponen	massa (kmol/jam)	cp (Kcal/kmol K)	T (K)	ΔH₂ (Kcal/jam)
C_2H_4	[illegible]	0,2625	873	[illegible]
C_4H_8	0,2705	0,3441	873	153,7027
C_4H_{10}	70,0400	0,3831	873	17.101,4635
C_6H_6	[illegible]	[illegible]	873	[illegible]
$H_2O_{(g)}$	[illegible]	0,0241	873	[illegible]
CO_2	[illegible]	0,0875	873	[illegible]
H_2	[illegible]	[illegible]	873	0,0041
CH_4	[illegible]	0,1777	873	[illegible]
C_2H_6	[illegible]	0,1270	873	[illegible]
CO	[illegible]	0,0800	873	[illegible]
		Total		[illegible]

c. Menentukan panas reaksi (ΔHr)

Reaksi / panas reaksi pada 1 mol bahan :

$C_4H_8C_2H_{5\,(g)} \longrightarrow C_4H_8CH{=}CH_{2\,(g)} + H_{2\,(g)}$

$C_4H_8C_2H_5$ yang bereaksi = 23,0057 kmol/jam

$C_4H_8CH{=}CH_2$ yang bereaksi = 23,0057 kmol/jam

H_2 yang bereaksi = 23,0057 kmol/jam

ΔH^o_{f298} $C_4H_8C_2H_5$ = 29,92 Kj/kmol = 7,1511 Kkal/kmol

ΔH^o_{f298} $C_4H_8CH{=}CH_2$ = 147,26 Kj/kmol = 35,2199 Kkal/kmol

ΔH^o_{f298} H_2 = 0 Kj/kmol = 0 Kkal/kmol

Menghitung ΔH^o_{f298} produk

Komponen	massa (kmol/jam)	ΔH^o_{f298} (Kkal/kmol)	ΔH^o_{f298} (Kkal/jam)
C_4H_8	182,1156	[illegible]	[illegible]
H_2	182,1156	0	0
		Total	[illegible]

Menghitung $\Delta H°_{f\,298,15}$ reaktan

Komponen	massa (kmol/jam)	$\Delta H°_{f\,298,15}$ (Kkal/kmol)	$\Delta H°_{f\,298,15}$ (Kkal/jam)
C8H10	182,1156	7,1511	1.302,3198

$\Delta H°_{f\,298,15}$ = $\Delta H°_{f\,298,15}$ produk – $\Delta H°_{f\,298,15}$ reaktan

= 6.414,0989 – 1.302,3198

= 5.11,7792 Kkal/jam

Menghitung ΔH produk

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH (Kkal/jam)
C_8H_8	182,1156	0,3644	575	38.156,9172
H_2	182,1156	0,0546	575	5.713,3143
			Total	43.870,2315

Menghitung ΔH reaktan

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH (Kkal/jam)
C_8H_{10}	182,1156	0,3831	575,00	40.113,4847

Menghitung panas reaksi (ΔH_{R1})

ΔH_{R1} = ΔH produk – ΔH reaktan + $\Delta H°_{f\,298,15}$

= 43.870,2315 – 40.113,4847 + 5.11,7792

= 8.868,5260 Kkal/jam

Reaksi 2 yang terjadi pada reaktor :

$C_6H_5C_2H_{5\,(l)} + H_{2\,(g)} \longrightarrow C_6H_5CH_{3\,(l)} + CH_{4\,(g)}$

$C_6H_5C_2H_5$ yang bereaksi = 2,9579 kmol/jam

$C_6H_5CH_3$ yang bereaksi = 0,0887 kmol/jam

H_2 yang bereaksi = 0,0887 kmol/jam

CH_4 yang bereaksi = 0,0887 kmol/jam

$\Delta H°_{f\,298}$ $C_6H_5C_2H_5$ = 29,92 Kj/kmol = 7,1511 Kkal/kmol

$\Delta H°_{f\,298}$ $C_6H_5CH_3$ = 50,17 Kj/kmol = 11,9909 Kkal/kmol

$\Delta H°_{f\,298}$ H_2 = 0 Kj/kmol = 0 Kkal/kmol

$\Delta H°_{f\,298}$ CH_4 = -74,572 Kj/kmol = -17,8160 Kkal/kmol

Menghitung ΔH^o_{reaksi} reaktan

Komponen	massa (kmol/jam)	$\Delta H^o_{f\,298,15}$ (Kkal/kmol)	$\Delta H^o_{f\,298,15}$ (Kkal/jam)
C_8H_{10}	182,1156	7,1511	1.302,3196

$\Delta H^o_{f\,298,15}$ = $\Delta H^o_{f\,298,15}$ produk − $\Delta H^o_{f\,298,15}$ reaktan

= 6.414,0989 − 1.302,3198

= 5.111,7792 Kkal/jam

Menghitung ΔH produk

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH (Kkal/jam)
C_8H_8	182,1156	0,3041	575	38.150,9172
H_2	182,1156	0,0510	575	5.713,5143
			Total	43.870,2315

Menghitung ΔH reaktan

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH (Kkal/jam)
C_8H_{10}	182,1156	0,3931	575,00	40.113,4847

Menghitung panas reaksi (ΔH_R)

ΔH_R = ΔH produk − ΔH reaktan + $\Delta H^o_{f\,298,15}$

= 43.870,2315 − 40.113,4847 + 5.111,7792

= 8.868,5260 Kkal/jam

Reaksi 2 yang terjadi pada reaktor :

$C_6H_5C_2H_{5\,(g)} + H_{2\,(g)}$ ⟶ $C_6H_5CH_{3\,(g)} + CH_{4\,(g)}$

$C_6H_5C_2H_5$ yang bereaksi = 2,9579 kmol/jam

$C_6H_5CH_3$ yang bereaksi = 0,0887 kmol/jam

H_2 yang bereaksi = 0,0887 kmol/jam

CH_4 yang bereaksi = 0,0887 kmol/jam

$\Delta H^o_{f\,298}$ $C_6H_5C_2H_5$	= 29,92 Kj/kmol	= 7,1511 Kkal/kmol
$\Delta H^o_{f\,298}$ $C_6H_5CH_3$	= 50,17 Kj/kmol	= 11,9909 Kkal/kmol
$\Delta H^o_{f\,298}$ H_2	= 0 Kj/kmol	= 0 Kkal/kmol
$\Delta H^o_{f\,298}$ CH_4	= -74,572 Kj/kmol	= -17,8160 Kkal/kmol

Menghitung $\Delta H^\circ_{f298,15}$ produk

Komponen	massa (kmol/jam)	$\Delta H^\circ_{f298,15}$ (Kkal/kmol)	$\Delta H^\circ_{f298,15}$ (Kkal/jam)
C_7H_8	0,7024	11,9909	8,4230
CH_4	0,7024	-17,8160	-12,5148
		Total	-4,0918

Menghitung $\Delta H^\circ_{f298,15}$ reaktan

Komponen	massa (kmol/jam)	$\Delta H^\circ_{f298,15}$ (Kkal/kmol)	$\Delta H^\circ_{f298,15}$ (Kkal/jam)
C_8H_{10}	23,4149	7,1511	167,4411
H_2	0,7024	0	0
		Total	167,4411

$\Delta H^\circ_{f298,15}$ = $\Delta H^\circ_{f298,15}$ produk – $\Delta H^\circ_{f298,15}$ reaktan

= (-4,0918) – 167,4411

= -171,5329 Kkal/jam

Menghitung ΔH produk

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH (Kkal/jam)
C_7H_8	0,7024	0,3444	575	139,1015
CH_4	0,7024	0,1077	575	43,5133
			Total	182,6149

Menghitung ΔH reaktan

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH (Kkal/jam)
C_8H_{10}	23,4149	0,3831	575	5.157,4480
H_2	0,7024	0,0546	575	22,0371
			Total	5.179,4851

Menghitung panas reaksi (ΔH_{R2})

ΔH_{R2} = ΔH produk – ΔH reaktan + $\Delta H^\circ_{f298,15}$

=182,6149 – 5.179,4851 + (-171,5329)

= -5.168,4031 Kkal/jam

Reaksi 3 yang terjadi pada reaktor :

$C_6H_5C_2H_{5\,(l)} \longrightarrow C_6H_{6\,(l)} + C_2H_{4\,(g)}$

$C_6H_5C_2H_5$ yang bereaksi = 0,2958 kmol/jam

C_6H_6 yang bereaksi = 0,2958 kmol/jam

C_2H_4 yang bereaksi = 0,2958 kmol/jam

$\Delta H°_{f\,298}$ $C_6H_5C_2H_5$ = 29,92 Kj/kmol = 7,1511 Kkal/kmol

$\Delta H°_{f\,298}$ C_6H_6 = 82,93 Kj/kmol = 19,8208 Kkal/kmol

$\Delta H°_{f\,298}$ C_2H_4 = 52,51 Kj/kmol = 12,5502 Kkal/kmol

Menghitung $\Delta H°_{f\,298,15}$ produk

Komponen	massa (kmol/jam)	$\Delta H°_{f\,298,15}$ (Kkal/kmol)	$\Delta H°_{f\,298,15}$ (Kkal/jam)
C_6H_6	2,3415	19,8208	46,4101
C_2H_4	2,3415	12,5502	29,3861
		Total	75,7962

Menghitung $\Delta H°_{f\,298,15}$ reaktan

Komponen	massa (kmol/jam)	$\Delta H°_{f\,298,15}$ (Kkal/kmol)	$\Delta H°_{f\,298,15}$ (Kkal/jam)
C_8H_{10}	2,3415	7,1511	16,7441

$\Delta H°_{f\,298,15}$ = $\Delta H°_{f\,298,15}$ produk – $\Delta H°_{f\,298,15}$ reaktan

= 75,7962 – 16,7441

= 59,0521 Kkal/jam

Menghitung ΔH produk

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH (Kkal/jam)
C_6H_6	2,3415	0,2625	575	353,4136
C_2H_4	2,3415	0,1270	575	170,9274
			Total	524,3410

Menghitung ΔH reaktan

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH (Kkal/jam)
C_8H_{10}	2,3415	0,3831	575	515,7448

Reaksi 3 yang terjadi pada reaktor :

$C_6H_5C_2H_{5(g)} \longrightarrow C_6H_{6(g)} + C_2H_{4(g)}$

$C_6H_5C_2H_5$ yang bereaksi = 0.2958 kmol/jam

C_6H_6 yang bereaksi = 0.2958 kmol/jam

C_2H_4 yang bereaksi = 0.2958 kmol/jam

ΔH°_{f298} $C_6H_5C_2H_5$ = 29.92 Kj/kmol = 7.1511 Kkal/kmol

ΔH°_{f298} C_6H_6 = 82.93 Kj/kmol = 19.8208 Kkal/kmol

ΔH°_{f298} C_2H_4 = 52.51 Kj/kmol = 12.5502 Kkal/kmol

Mengitung $\Delta H^\circ_{f298,15}$ produk

Komponen	massa (kmol/jam)	$\Delta H^\circ_{f298,15}$ (Kkal/kmol)	$\Delta H^\circ_{f298,15}$ (Kkal/jam)
C_6H_6	2.3415	19.8208	46.4101
C_2H_4	2.3415	12.5502	29.3861
	Total		75.7962

Mengitung $\Delta H^\circ_{f298,15}$ reaktan

Komponen	massa (kmol/jam)	$\Delta H^\circ_{f298,15}$ (Kkal/kmol)	$\Delta H^\circ_{f298,15}$ (Kkal/jam)
C_6H_{5a}	2.3415	7.1511	16.7441

$\Delta H^\circ_{f298,15}$ = $\Delta H^\circ_{f298,15}$ produk − $\Delta H^\circ_{f298,15}$ reaktan

= 75.7962 − 16.7441

= 59.0521 Kkal/jam

Mengitung ΔH produk

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH (Kkal/jam)
C_6H_6	2.3415	0.2653	575	358.4136
C_2H_4	2.3415	0.1370	575	184.9274
		Total		543.3410

Mengitung ΔH reaktan

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH (Kkal/jam)
C_6H_{5a}	2.3415	0.3831	575	515.7446

Menghitung panas reaksi (ΔH_{R3})

$\Delta H_{R3} = \Delta H$ produk – ΔH reaktan + $\Delta H°_{f298,15}$

= 524,3410 – 515,7448 + 59,0521

= 67,6483 Kkal/jam

Reaksi 4 yang terjadi pada reaktor :

$CH_{4\,(g)} + H_2O_{\,(l)} \longrightarrow CO_{\,(g)} + 3\,H_{2\,(g)}$

CH_4 yang bereaksi	= 0,0001 kmol/jam	
H_2O yang bereaksi	= 251,6150 kmol/jam	
CO yang bereaksi	= 0,0001 kmol/jam	
H_2 yang bereaksi	= 0,0002 kmol/jam	
$\Delta H°_{f298}$ CH_4	= -74,52 kJ/kmol	= -17,8107 Kkal/kmol
$\Delta H°_{f298}$ H_2O	= -241,82 kJ/kmol	= -57,7960 Kkal/kmol
$\Delta H°_{f298}$ CO	= -110,53 kJ/kmol	= -26,4161 Kkal/kmol
$\Delta H°_{f298}$ H_2	= 0 kJ/kmol	= 0 Kkal/kmol

Menghitung $\Delta H°_{f298,15}$ produk

Komponen	massa (kmol/jam)	$\Delta H°_{f298,15}$ (Kkal/kmol)	$\Delta H°_{f298,15}$ (Kkal/jam)
CO	0,0006	-26,4161	-0,0167
H_2	0,0019	0	0
		Total	-0,0167

Menghitung $\Delta H°_{f298,15}$ reaktan

Komponen	massa (kmol/jam)	$\Delta H°_{f298,15}$ (Kkal/kmol)	$\Delta H°_{f298,15}$ (Kkal/jam)
CH_4	0,0006	-17,8107	-0,0113
H_2O	50,6375	-57,7960	-2.926,6413
		Total	-2.926,6526

$\Delta H°_{f298,15}$ = $\Delta H°_{f298,15}$ produk – $\Delta H°_{f298,15}$ reaktan

= (-0,0167) – (-2.926,6526)

= 2.926,6359 Kkal/jam

Menghitung ΔH produk

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH (Kkal/jam)
CO	0,0006	0,0669	575	0,0243
H_2	0,0019	0,0546	575	0,0595
			Total	0,0838

Menghitung ΔH reaktan

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH (Kkal/jam)
CH_4	0,0006	0,1077	575	0,0392
H_2O	50,6375	0,0741	575	2.156,9636
			Total	2.157,0028

Menghitung panas reaksi (ΔH_{R4})

ΔH_{R4} = ΔH produk – ΔH reaktan + $\Delta H^\circ_{f298,15}$

= 0,0838 – 2.157,0028 + 2.926,6359

= 769,7169 Kkal/jam

Reaksi 5 yang terjadi pada reaktor :

$C_2H_{4\,(g)} + 2\,H_2O_{\,(g)} \longrightarrow 2\,CO_{\,(g)} + 4\,H_{2\,(g)}$

C_2H_4 yang bereaksi = 0,0089 kmol/jam

H_2O yang bereaksi = 15,0969 kmol/jam

CO yang bereaksi = 0,0177 kmol/jam

H_2 yang bereaksi = 0,0355 kmol/jam

ΔH°_{f298} C_2H_4 = 52,510 kJ/kmol = 12,5502 Kkal/kmol

ΔH°_{f298} H_2O = -241,818 kJ/kmol = -57,7960 Kkal/kmol

ΔH°_{f298} CO = -110,525 kJ/kmol = -26,4161 Kkal/kmol

ΔH°_{f298} H_2 = 0 kJ/kmol = 0 Kkal/kmol

Menghitung $\Delta H^\circ_{f298,15}$ produk

Komponen	massa (kmol/jam)	$\Delta H^\circ_{f298,15}$ (Kkal/kmol)	$\Delta H^\circ_{f298,15}$ (Kkal/jam)
CO	0,1405	-26,4161	-3,7112
H_2	0,2810	0	0
		Total	-3,7112

Menghitung ΔH produk

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH (Kkal/jam)
CO	0,0000	0,0000	575	0,0243
H_2	0,0019	0,0546	575	0,0705
		Total		0,0838

Menghitung ΔH reaktan

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH (Kkal/jam)
CH_4	0,0000	0,1077	575	0,0962
H_2O	50,6375	0,0741	575	2.156,9636
		Total		2.157,0028

Menghitung panas reaksi (ΔH_{R1})

ΔH_{R1} = ΔH produk − ΔH reaktan + ΔH^o_{reaksi}

= 0,0838 − 2.157,0028 + 2.926,6359

= 769,7169 Kkal/jam

Reaksi 5 yang terjadi pada reaktor :

$C_2H_{4(g)} + 2\ H_2O_{(g)} \longrightarrow 2\ CO_{(g)} + 4\ H_{2(g)}$

C_2H_4 yang bereaksi = 0,0089 kmol/jam

H_2O yang bereaksi = 15,0969 kmol/jam

CO yang bereaksi = 0,0177 kmol/jam

H_2 yang bereaksi = 0,0355 kmol/jam

$\Delta H^o_{f\,298}$ C_2H_4 = 52,510 kJ/kmol = 12,5502 Kkal/kmol

$\Delta H^o_{f\,298}$ H_2O = -241,818 kJ/kmol = -57,7900 Kkal/kmol

$\Delta H^o_{f\,298}$ CO = -110,525 kJ/kmol = -26,4167 Kkal/kmol

$\Delta H^o_{f\,298}$ H_2 = 0 kJ/kmol = 0 Kkal/kmol

Menghitung ΔH^o_{reaksi} produk

Komponen	massa (kmol/jam)	$\Delta H^o_{f\,298}$ (Kkal/kmol)	ΔH^o_{reaksi} (Kkal/jam)
CO	0,1405	-26,4167	-3,7112
H_2	0,2810	0	0
		Total	-3,7112

Menghitung $\Delta H^\circ_{f298,15}$ reaktan

Komponen	massa (kmol/jam)	$\Delta H^\circ_{f298,15}$ (Kkal/kmol)	$\Delta H^\circ_{f298,15}$ (Kkal/jam)
C_2H_4	0,0702	12,5502	0,8816
H_2O	3,0382	-57,7960	-175,5985
		Total	-174,7169

$\Delta H^\circ_{f298,15}$ = $\Delta H^\circ_{f298,15}$ produk – $\Delta H^\circ_{f298,15}$ reaktan

= (-3,7112) – (-174,7169)

= 171,0057 Kkal/jam

Menghitung ΔH produk

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH (Kkal/jam)
CO	0,1405	0,0669	575	5,4061
H_2	0,2810	0,0546	575	8,8148
			Total	14,2209

Menghitung ΔH reaktan

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH (Kkal/jam)
C_2H_4	0,0702	0,1270	575	5,1278
H_2O	3,0382	0,0741	575	129,4178
			Total	134,5456

Menghitung panas reaksi (ΔH_{R5})

ΔH_{R5} = ΔH produk – ΔH reaktan + $\Delta H^\circ_{f298,15}$

= 14,2209 – 134,5456 + 171,0057

= 50,6810 Kkal/jam

Reaksi 6 yang terjadi pada reaktor :

$CO_{(g)} + H_2O_{(g)} \longrightarrow CO_{2(g)} + H_{2(g)}$

CO yang bereaksi = 0,0053 kmol/jam

H_2O yang bereaksi = 0,4529 kmol/jam

CO_2 yang bereaksi = 0,0053 kmol/jam

H_2 yang bereaksi = 0,0053 kmol/jam

Mengitung $\Delta H^o_{298,15}$ reaktan

Komponen	massa (kmol/jam)	$\Delta H^o_{298,15}$ (Kkal/kmol)	$\Delta H^o_{298,15}$ (Kkal/jam)
C_2H_6	0,0702	-12,3302	0,8816
H_2O	3,0382	-57,7950	-175,5985
	Total		-174,7169

$\Delta H^o_{298,15}$ = $\Delta H^o_{298,15}$ produk − $\Delta H^o_{298,15}$ reaktan

= (-3,7112) − (-174,7169)

= 171,0057 Kkal/jam

Mengitung ΔH produk

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH (Kkal/jam)
CO	0,1405	0,0699	575	5,4061
H_2	0,2810	0,0516	575	8,8146
	Total			14,2209

Mengitung ΔH reaktan

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH (Kkal/jam)
C_2H_6	0,0702	0,1270	575	5,1278
H_2O	3,0382	0,0741	575	129,4178
	Total			134,5456

Mengitung panas reaksi (ΔH_R)

ΔH_R = ΔH produk − ΔH reaktan + $\Delta H^o_{298,15}$

= 14,2209 − 134,5456 + 171,0057

= 50,6810 Kkal/jam

Reaksi 6 yang terjadi pada reaktor :

$CO_{(g)} + H_2O_{(g)} \longrightarrow CO_{2(g)} + H_{2(g)}$

CO yang bereaksi = 0,0053 kmol/jam

H_2O yang bereaksi = 0,0529 kmol/jam

CO_2 yang bereaksi = 0,0053 kmol/jam

H_2 yang bereaksi = 0,0053 kmol/jam

$\Delta H°_{f\,298}$ CO = -110,525 kJ/kmol= -26,4161 Kkal/kmol

$\Delta H°_{f\,298}$ H_2O = -241,818 kJ/kmol= -57,7960 Kkal/kmol

$\Delta H°_{f\,298}$ CO_2 = -393,509 kJ/kmol= -94,0510 Kkal/kmol

$\Delta H°_{f\,298}$ H_2 = 0 kJ/kmol = 0 Kkal/kmol

Menghitung $\Delta H°_{f\,298,15}$ produk

Komponen	massa (kmol/jam)	$\Delta H°_{f\,298,15}$ (Kkal/kmol)	$\Delta H°_{f\,298,15}$ (Kkal/jam)
CO_2	0,0423	-94,0510	-3,9818
H_2	0,0423	0	0
		Total	-3,9818

Menghitung $\Delta H°_{f\,298,15}$ reaktan

Komponen	massa (kmol/jam)	$\Delta H°_{f\,298,15}$ (Kkal/kmol)	$\Delta H°_{f\,298,15}$ (Kkal/jam)
CO	0,0423	-26,4161	-1,1184
H_2O	0,0911	-57,7960	-5,2680
		Total	-6,3863

$\Delta H°_{f\,298,15}$ = $\Delta H°_{f\,298,15}$ produk – $\Delta H°_{f\,298,15}$ reaktan

= (-3,9818) – (-6,3863)

= 2,4045 Kkal/jam

Menghitung ΔH produk

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH (Kkal/jam)
CO_2	0,0423	0,0835	575	2,0338
H_2	0,0423	0,0546	575	1,3282
			Total	3,3620

Menghitung ΔH reaktan

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH (Kkal/jam)
CO	0,0423	0,0669	575	1,6291
H_2O	0,0911	0,0741	575	3,8825
			Total	5,5117

Menghitung panas reaksi (ΔH_{R6})

$\Delta H_{R6} = \Delta H$ produk – ΔH reaktan + $\Delta H^{o}_{f\,298,15}$

= 3,3620 – 5,5117 + 2,4045

= 0,2549 Kkal/jam

d. Jadi panas reaksi total ($\Delta H_{R\,total}$)

$\Delta H_{R\,total} = \Delta H_{R1} + \Delta H_{R2} + \Delta H_{R3} + \Delta H_{R4} + \Delta H_{R5} + \Delta H_{R6}$

= 8.868,5260 + (-5.168,4031) + 67,6483 + 769,7169 + 50,6810 + 0,2549

= 4.078,7486 Kkal/jam

Jadi, reaksi yang terjadi adalah endotermis, sehingga membutuhkan media pemanas.

e. Menentukan panas yang dibutuhkan (Q)

$\Delta H_4 + \Delta H_R + Q = Q$ loss $+ \Delta H_7$

Dimana :

Q loss = 5 % ($\Delta H_4 + \Delta H_R + Q$)

Q = Q loss $+ \Delta H_7 - \Delta H_4 - \Delta H_R$

Q = (1.702,5470 + 0,05Q) + 65.797,2332 –29.342,1920 – 4.078,7486

Q = 35.209,3048 Kkal/jam

f. Menentukan panas yang hilang (Q_{loss})

Q loss = 5 % ($\Delta H_4 + \Delta H_R + Q$)

= 5 % ((29.342,1920 + 4.078,7486 + (35.209,3048))

= 3.463,0123 Kkal/jam

Neraca panas di reaktor (R-110) :

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_4	29.342,1920	ΔH_7	65.797,2332
ΔH_R	4.708,7486	Q_{loss}	3.463,0123
Q	35.209,3048		
Total	69.260,2455	Total	69.260,2455

Mengetahui panas reaksi (ΔH^o_{rxn})

ΔH^o_{rxn} = ΔH produk − ΔH reaksi + ΔH^o_{reaksi}

= 3,3620 − 5,5717 + 2,4043

= 0,2540 Kkal/jam

d. Jadi panas reaksi total ($\Delta H_{R\ total}$)

$\Delta H_{R\ total}$ = ΔH_{R1} + ΔH_{R2} + ΔH_{R3} + ΔH_{R4} + ΔH_{R5} + ΔH_{R6}

= 8.598,3280 + (-5.165,4031) + 67.618,3 + 709,7109 + 50,6810 + 0,2540

= 4.078,7450 Kkal/jam

Jadi, reaksi yang terjadi adalah endotermis, sehingga membutuhkan media pemanas.

e. Mencantumkan panas yang dibutuhkan (Q)

ΔH_1 + ΔH_R + Q = Q loss + ΔH_2

Dimana :

Q loss = 5 % (ΔH_1 + ΔH_R − Q)

Q = Q loss + ΔH_2 − ΔH_1 − ΔH_R

Q = (1.702,5470 + 0,05Q) + 65.707,2332 − 29.342,1920 − 4.078,7450

Q = 35.209,3048 Kkal/jam

f. Mencantumkan panas yang hilang (Q_{loss})

Q loss = 5 % (ΔH_1 + ΔH_R + Q)

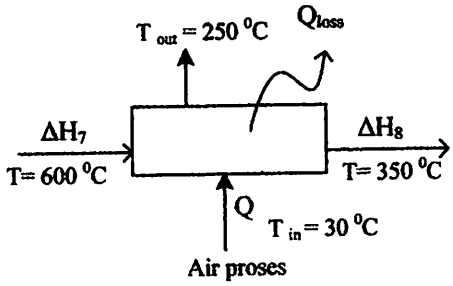
= 5 % ((29.342,1920 + 4.078,7450 + (35.209,3048))

= 3.465,0123 Kkal/jam

Neraca panas di reaktor (R-110) :

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_1	29.342,1920	ΔH_2	65.707,2332
ΔH_R	4.078,7450	Q_{loss}	3.465,0123
Q	35.209,3048		
Total	68.630,2458	Total	68.630,2458

4. Waste Heat Boiler 1 (E-124A)



Neraca panas :

$\Delta H_7 = \Delta H_8 + Q_{loss} + Q$

Keterangan :

ΔH_7 : panas yang terkandung dalam bahan masuk WHB 1 (kkal/jam)

ΔH_8 : panas yang terkandung dalam bahan keluar WHB 1 (kkal/jam)

Q : panas yang diserap pendingin air proses (kkal/jam)

Q_{loss} : panas yang hilang (kkal/jam)

Dengan persamaan : $\Delta H = m \times Cp \times \Delta T$

a. Menghitung panas bahan masuk dari reaktor (ΔH_7)

Suhu bahan masuk = 600 °C

ΔH_7 = 65.797,2332 Kkal/jam

b. Menghitung panas bahan keluar ke WHB 2 (ΔH_8)

Suhu bahan keluar = 350 °C

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_8 (Kkal/jam)
C_6H_6	2,3415	0,2343	325	178,3140
C_7H_8	0,7765	0,2993	325	75,5210
C_8H_{10}	78,0496	0,3504	325	8.887,7073
C_8H_8	182,1156	0,3309	325	19.588,0163
H_2O	233,1788	0,0705	325	5.340,1421
CO_2	0,0423	0,0820	325	1,1276
H_2	0,0212	0,0564	325	0,3877
CH_4	0,0204	0,0912	325	0,6060

C_2H_4	0,0702	0,1128	325	2,5761
CO	0,0006	0,0618	325	0,0127
			Total	34.074,4109

c. Menghitung panas yang hilang (Q loss)

Q loss = 5 % panas masuk

Q loss = 5 % × 65.797,2332 Kkal/jam

Q loss = 3.289,8617 Kkal/jam

d. Menentukan panas yang diserap oleh air proses (Q)

Neraca panas :

$\Delta H_7 = \Delta H_8 + Q\ loss + Q$

Dimana :

Q loss= 5 % Q

$Q = \Delta H_7 - Q_{loss} - \Delta H_8$

Q = 65.797,2332 – 3.289,8617 – 34.074,4109

Q = 28.432,9606 Kkal/jam

e. Menghitung kebutuhan air proses sebagai air pendingin

T air masuk = 30 ° C

T air keluar = 250 ° C

$Q = m.Cp.\Delta T$

$$m = \frac{Q}{Cp.\Delta T}$$

Pada suhu 30 °C diperoleh :

Cp air = 1,2 Btu/lb. °F = 1,2 Kkal/kg.°C

(Donald Q. Kern, *Process Heat Transfer*, hal. 804)

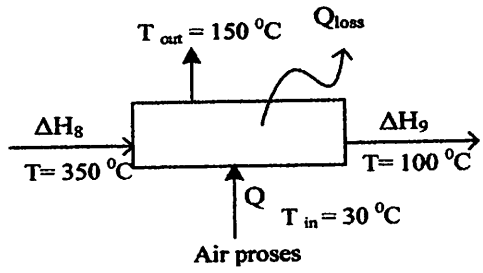
$$m = \frac{28.432,9606}{1,2 \times 220} = 107,7006 \text{ kg/jam}$$

Jadi kebutuhan air proses sebagai air pendingin adalah 107,7006 kg/jam.

Neraca Panas di WHB 1 (E-124A) :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_7	65.797,2332	ΔH_8	34.074,4109
		Q_{loss}	3.289,8617
		Q	28.432,9606
Total	65.797,2332	Total	65.797,2332

5. Waste Heat Boiler 2 (E-124B)



Neraca panas :

$\Delta H_8 = \Delta H_9 + Q_{loss} + Q$

Keterangan :

ΔH_8 : panas yang terkandung dalam bahan masuk dari WHB 1 (kkal/jam)

ΔH_9 : panas yang terkandung dalam bahan keluar ke cooler (kkal/jam)

Q : panas yang diserap pendingin air proses (kkal/jam)

Q_{loss} : panas yang hilang (kkal/jam)

Dengan persamaan : $\Delta H = m \times Cp \times \Delta T$

a. Menghitung panas bahan masukdari reaktor (ΔH_8)

Suhu bahan masuk = 350 °C

ΔH_8 = 34.074,4109 Kkal/jam

b. Menghitung panas bahan keluar ke cooler (ΔH_9)

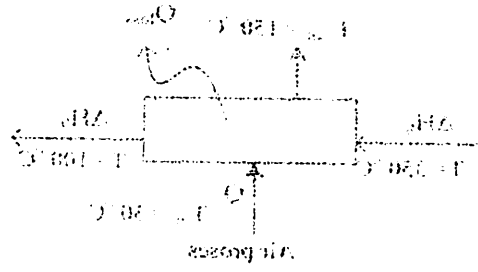
Suhu bahan keluar = 100 °C

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_9 (Kkal/jam)
C_6H_6	2,3415	0,1812	75	31,8146
C_7H_8	0,7765	0,2312	75	13,4667
C_8H_{10}	78,0496	0,2779	75	1.626,4790

Neraca Panas di WHB 1 (E-1214A) :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	85,797,232	ΔH_2	31,074,4109
		Q_{loss}	2,280,8617
		Q	52,432,9666
Total	85,797,232	Total	85,797,232

5. Waste Heat Boiler 2 (E-1213B)



Neraca panas :

$\Delta H_2 = \Delta H_1 + Q_{loss} + Q$

Keterangan :

ΔH_1 : panas yang terkandung dalam bahan masuk dari WHB 1 (kkal/jam)

ΔH_2 : panas yang terkandung dalam bahan keluar ke cooler (kkal/jam)

Q : panas yang diserap pendingin air proses (kkal/jam)

Q_{loss} : panas yang hilang (kkal/jam)

Dengan persamaan : $\Delta H = m \times Cp \times \Delta T$

a. Menghitung panas bahan masuk dari reaktor (ΔH_1)

Suhu bahan masuk = 350 °C

ΔH_1 = 84,074,4109 kkal/jam

b. Menghitung panas bahan keluar ke cooler (ΔH_2)

Suhu bahan keluar = 100 °C

Komponen	mass (kmol/jam)	Cp (kkal/kmol.K)	T (K)	ΔH_2 (Kkal/jam)
C_2H_4	2,3415	0,1812	75	31,8146
C_2H_6	6,2705	0,2342	75	110,6667
CH_4	28,0466	0,2776	75	1,620,4700

C_8H_8	182,1156	0,2642	75	3.608,6811
H_2O	233,1788	0,0677	75	1.184,4168
CO_2	0,0423	0,0757	75	0,2404
H_2	0,0212	0,0570	75	0,0905
CH_4	0,0204	0,0757	75	0,1161
C_2H_4	0,0702	0,0918	75	0,4838
CO	0,0006	0,0590	75	0,0028
			Total	6.465,7918

c. Menghitung panas yang hilang (Q loss)

Q loss = 5 % panas masuk

Q loss = 5 % × 34.074,4109 Kkal/jam

Q loss = 1.703,7205 Kkal/jam

d. Menentukan panas yang diserap oleh air proses (Q)

Neraca panas :

$\Delta H_8 = \Delta H_9 + Q\ loss + Q$

Dimana :

Q loss= 5 % Q

$Q = \Delta H_8 - Q_{loss} - \Delta H_9$

Q = 34.074,4109 – 1.703,7205 – 6.465,7918

Q = 25.904,8985 Kkal/jam

e. Menghitung kebutuhan air proses sebagai air pendingin

T air masuk = 30 ° C

T air keluar = 150 ° C

$Q = m.Cp.\Delta T$

$$m = \frac{Q}{Cp.\Delta T}$$

Pada suhu 30 °C diperoleh :

Cp air = 1,2 Btu/lb. °F = 1,2 Kkal/kg.°C

(Donald Q. Kern, *Process Heat Transfer*, hal. 804)

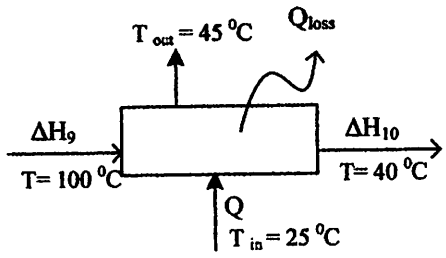
$$m = \frac{25.904,8985}{1,2 \times 120} = 179,8951 \text{ kg/jam}$$

Jadi kebutuhan air proses sebagai air pendingin adalah 179,8951 kg/jam.

Neraca Panas di WHB 2 (E-124B) :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_8	34.074,4109	ΔH_9	6.465,7918
		Q_{loss}	1.703,7205
		Q	25.904,8985
Total	34.074,4109	Total	34.074,4109

6. Cooler-01 (E-123)



Neraca panas :

$\Delta H_9 = \Delta H_{10} + Q_{loss} + Q$

Keterangan :

ΔH_9 : panas yang terkandung dalam bahan masuk dari WHB 2 (kkal/jam)

ΔH_{10} : panas yang terkandung dalam bahan keluar dari cooler (kkal/jam)

Q : panas yang diserap pendingin air proses (kkal/jam)

Q_{loss} : panas yang hilang (kkal/jam)

Dengan persamaan : $\Delta H = m \times Cp \times \Delta T$

a. Menghitung panas bahan masuk dari WHB 2 (ΔH_9)

Suhu bahan masuk = 100 °C

ΔH_9 = 6.465,7918 Kkal/jam

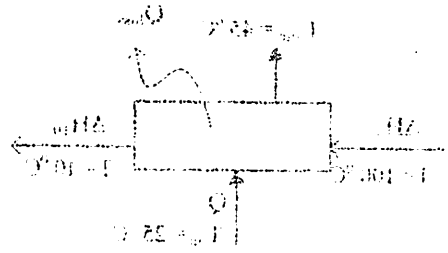
$$m = \frac{25.904,8085}{1,2 \times 120} = 179,8051 \text{ kg/jam}$$

Jadi kebutuhan air proses sebagai air pendingin adalah 179,8051 kg/jam.

Neraca Panas di WHB 2 (E-124B) :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_6	34.074,4109	ΔH_5	6.465,7918
		Q_{loss}	1.703,7205
		Q	25.904,8085
Total	34.074,4109	Total	34.074,4109

6. Cooler-01 (E-125)



Neraca panas :

$\Delta H_9 = \Delta H_{10} + Q_{loss} + Q$

Keterangan :

ΔH_9 : panas yang terkandung dalam bahan masuk dari WHB 2 (kkal/jam)

ΔH_{10} : panas yang terkandung dalam bahan keluar dari cooler (kkal/jam)

Q : panas yang diserap pendingin air proses (kkal/jam)

Q_{loss} : panas yang hilang (kkal/jam)

Dengan persamaan : $\Delta H = m \times Cp \times \Delta T$

a. Menghitung panas bahan masuk dari WHB 2 (ΔH_9)

Suhu bahan masuk = 100 °C

ΔH_9 = 6.465,7918 kkal/jam

b. Menghitung panas bahan keluar ke cooler (ΔH_{10})

Suhu bahan keluar = 40 °C

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_{10} (Kkal/jam)
C_6H_6	2,3415	0,1647	15	5,7843
C_7H_8	0,7765	0,2115	15	2,4635
C_8H_{10}	78,0496	0,2545	15	297,9792
C_8H_8	182,1156	0,2432	15	664,4386
H_2O	233,1788	0,0672	15	235,0379
CO_2	0,0423	0,0735	15	0,0467
H_2	0,0212	0,0570	15	0,0181
CH_4	0,0204	0,0721	15	0,0221
C_2H_4	0,0702	0,0858	15	0,0904
CO	0,0006	0,0587	15	0,0006
			Total	1.205,8813

c. Menghitung panas yang hilang (Q loss)

Q loss = 5 % panas masuk

Q loss = 5 % × 6.465,7918 Kkal/jam

Q loss = 323,2896 Kkal/jam

d. Menentukan panas yang diserap oleh air pendingin (Q)

Neraca panas :

$\Delta H_9 = \Delta H_{10} + Q\ loss + Q$

Dimana :

Q loss= 5 % Q

$Q = \Delta H_9 - Q_{loss} - \Delta H_{10}$

Q = 6.465,7918 – 323,2896 – 1.205,8813

Q = 4.936,6210 Kkal/jam

e. Menghitung kebutuhan air pendingin

T air masuk = 25 ° C

T air keluar = 45 ° C

b. **Mengitung panas dalam keluar ke evaporator (ΔH_{in})**

Suhu dalam keluar = 40 °C

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (kJ/kmol.K)	ΔH_{in}	ΔH_{in} (kJ/jam)
C_6H_{12}	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
C_6H_8	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
C_6H_{10}	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
C_6H_6	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
H_2O	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
CO_2	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
H_2	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
CH_4	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
C_2H_6	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
CO	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
			Total	[illegible]

c. **Mengitung panas yang hilang (Q loss)**

Q loss = 5 % panas masuk

Q loss = 5 % × 6.465.7918 Kkal/jam

Q loss = 323.2896 Kkal/jam

d. **Menentukan panas yang diserap oleh air pendingin (Q)**

Neraca panas :

$\Delta H_v = \Delta H_{in} + Q\ loss + Q$

Dimana :

Q loss= 5 % Q

$Q = \Delta H_v - Q_{loss} - \Delta H_{in}$

Q = 6.465.7918 – 323.2896 – 1.205.8813

Q = 4.936.6210 Kkal/jam

e. **Mengitung kebutuhan air pendingin**

T air masuk = 25 ° C

T air keluar = 45 ° C

$\Delta T = 20\ °C$

$Q = m.Cp.\Delta T$

$$m = \frac{Q}{Cp.\Delta T}$$

Pada suhu 25 °C diperoleh :

Cp air = 1 Kkal/kg.°C

(Donald Q. Kern, *Process Heat Transfer*, hal. 804)

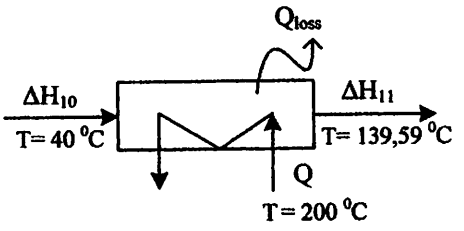
$$m = \frac{4.936,6210}{1,1 \times 20} = 246,8310 \text{ kg/jam}$$

Jadi kebutuhan air pendingin adalah 246,8310 kg/jam.

Neraca Panas di Cooler-01 (E-123) :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_9	6.465,7918	ΔH_{10}	1.205,8813
		Q_{loss}	323,2896
		Q	4.936,6210
Total	6.465,7918	Total	6.465,7918

7. Preheater Kolom Destilasi 1 (E-131)



Neraca panas :

$\Delta H_{10} + Q = \Delta H_{11} + Q_{loss}$

Keterangan :

ΔH_{10} : panas yang terkandung dalam bahan masuk dari Cooler-01 (kkal/jam)

ΔH_{11} : panas yang terkandung dalam bahan keluar dari menuju KD-01 (kkal/jam)

Q : panas yang dibawa pemanas (kkal/jam)

Q_{loss} : panas yang hilang (kkal/jam)

Dengan persamaan : $\Delta H = m \times Cp \times \Delta T$

a. Menghitung panas bahan masuk dari Cooler-01 (ΔH_{10})

Suhu bahan masuk = 40 °C

ΔH_{10} = 1.205,8813 Kkal/jam

b. Menghitung panas bahan keluar menuju KD-01 (ΔH_{11})

Suhu bahan keluar = 139,59 °C

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_{11} (Kkal/jam)
C_6H_6	2,3415	0,1912	114,59	51,3138
C_7H_8	0,7765	0,2435	114,59	21,6694
C_8H_{10}	78,0496	0,2920	114,59	2.611,5005
C_8H_8	182,1156	0,2770	114,59	5.780,4779
H_2O	233,1788	0,0681	114,59	1.819,6702
CO_2	0,0423	0,0770	114,59	0,3736
H_2	0,0212	0,0570	114,59	0,1382
CH_4	0,0204	0,0781	114,59	0,1829
C_2H_4	0,0702	0,0956	114,59	0,7696
CO	0,0006	0,0593	114,59	0,0043
			Total	10.286,1006

c. Menentukan panas yang dibawa oleh steam pemanas (Q)

Neraca panas :

$\Delta H_{10} + Q = \Delta H_{10} + Q$ loss

Dimana :

Q loss= 5 % Q

$Q = \Delta H_{11} + Q_{loss} - \Delta H_{10}$

Q = 10.286,1006 – 0,05 Q – 1.205,8813

Q = 9.558,1256 Kkal/jam

c. Menghitung panas yang hilang (Q loss)

Q loss = 5 % Q

Q loss = 5 % × 9.558,1256 Kkal/jam

Q loss = 477,9063 Kkal/jam

a. **Mengitungg panas bahan masuk dari Cooler-01 (ΔH_{in})**

Suhu bahan masuk = 40 °C

ΔH_{in} = 1.205,8913 Kkal/jam

b. **Mengitungg panas bahan keluar menuju KD-01 (ΔH_{out})**

Suhu bahan keluar = 120,59 °C

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol K)	ΔT (K)	ΔH_{out} (Kkal/jam)
C_6H_6	2,3415	0,1972	114,59	51.5[illegible]38
C_7H_8	0,2705	0,2435	114,59	[illegible]
C_8H_{10}	[illegible]	0,2920	114,59	[illegible]
C_9H_{12}	182,1150	0,2270	114,59	[illegible]
H_2O	293,1788	0,0661	114,59	[illegible]
CO_2	0,0125	0,0770	114,59	[illegible]
H_2	0,0212	0,0570	114,59	0,1382
CH_4	0,0204	0,0781	114,59	0,1829
C_2H_4	0,0702	0,0956	114,59	0,7[illegible]
CO	0,0006	0,0597	114,59	0,0042
		Total		[illegible]

c. **Menentukan panas yang dibawa oleh steam pemanas (Q)**

Neraca panas :

$\Delta H_{in} + Q = \Delta H_{out} + Q$ loss

Dimana :

Q loss= 5 % Q

$Q = \Delta H_{out} + Q_{loss} - \Delta H_{in}$

$Q = (10.256,1006 - 0,05\ Q - 1.205,8913)$

Q = 9.558,1256 Kkal/jam

c. **Mengitungg panas yang hilang (Q loss)**

Q loss = 5 % Q

Q loss = 5 % × 9.558,1256 Kkal/jam

Q loss = 477,9063 Kkal/jam

e. **Menetukan kebutuhan steam pemanas**

T steam masuk = 200 ° C = 473,15 K

P steam masuk = 1.554,9 Kpa = 15,3464 atm

Dari Va Ness, F.1 hal. 691 diperoleh :

λ = 1.938,6 kJ/kg = 463,3370 Kkal/kg

Sehingga :

$$m = \frac{Q}{\lambda}$$

$$m = \frac{9.558,1256}{463,3370}$$

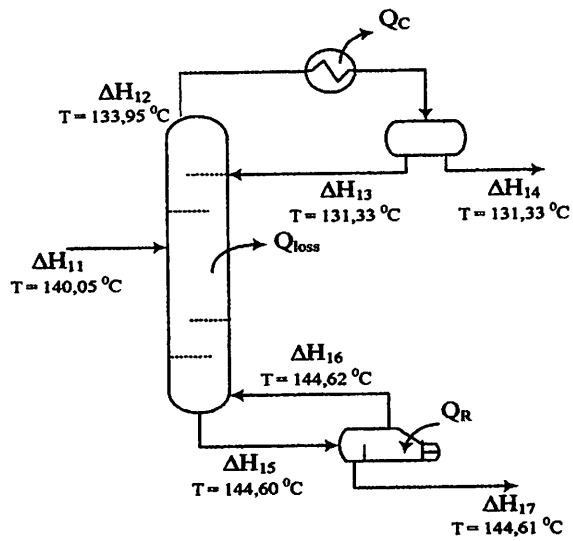
m = 20,6289 kg/jam

Jadi kebutuhan steam pemanas adalah 20,6289 kg/jam.

Neraca Panas di Preheater KD-01 (E-131) :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_{10}	1.205,8813	ΔH_{11}	10.286,1006
Q	9.558,1256	Q_{loss}	477,9063
Total	10.764,0069	Total	10.764,0069

8. Kolom Destilasi 1 (D-130)



Neraca panas : $\Delta H_{11} + Q_R = \Delta H_{14} + \Delta H_{17} + Q_{loss} + Q_c$

Dimana :

ΔH_{11} = Panas bahan masuk dari preheater KD-01

ΔH_{12} = Panas yang keluar KD-01 menuju kondensor-01

ΔH_{13} = Panas keluar dari kondensor-01 sebagai refluks menuju KD-01

ΔH_{14} = Panas keluar dari kondensor-01

ΔH_{15} = Panas keluar menuju reboiler-01

ΔH_{16} = Panas yang terbawa oleh uap sebagai refluks dari reboiler-01 menuju KD1

ΔH_{17} = Panas yang keluar sebagai hasil bottom dari reboiler-01

Q_R = Panas yang terjadi disekitar reboiler-01

Q loss = Panas yang hilang

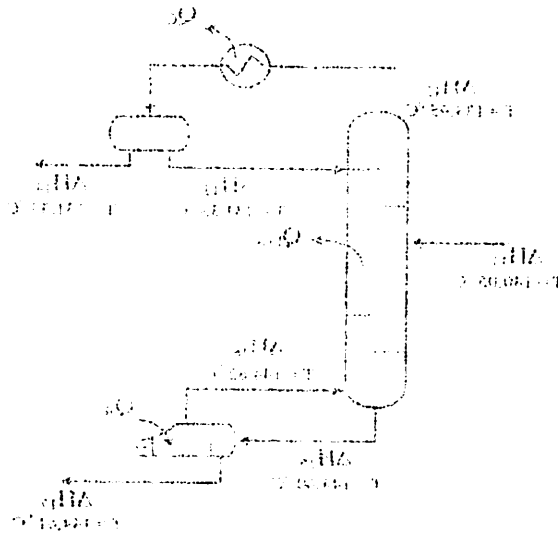
Qc = Panas yang terjadi disekitar kondensor-01

Q = Panas yang dibutuhkan

Dari Appendiks A diperoleh :

- Kondisi operasi umpan masuk pada kondisi cair jenuh (bubble point), yaitu : T = 140,05 °C = 413,20 K dan P = 0,985 atm.
- Kondisi operasi bagian atas KD-01 (destilat) pada kondisi uap jenuh (dew point), yaitu : T = 133,95 °C = 407,10 K dan P = 0,985 atm.

8. Kolom Destilasi I (D-130)



Neraca panas : $\Delta H_{11} + Q_R = \Delta H_{12} + \Delta H_{13} + Q_{loss} + Q_c$

Dimana :

ΔH_{11} = Panas bahan masuk dari preheater KD-01

ΔH_{12} = Panas yang keluar KD-01 menuju kondensor-01

ΔH_{13} = Panas keluar dari kondensor-01 sebagai refluks menuju KD-01

ΔH_{14} = Panas keluar dari kondensor-01

ΔH_{15} = Panas keluar menuju reboiler-01

ΔH_{16} = Panas yang terbawa oleh uap sebagai refluks dari reboiler-01 menuju KD1

ΔH_{17} = Panas yang keluar sebagai hasil bottom dari reboiler-01

Q_R = Panas yang terpakai diserahkan reboiler-01

Q loss = Panas yang hilang

Q_c = Panas yang terpakai diserahkan kondensor-01

Q = Panas yang dibuangkan

Dari Appendiks A diperoleh :

- Kondisi operasi umpan masuk pada kondisi cair jenuh (bubble point), yaitu : T = 140,05 °C = 413,20 K dan P = 0,983 atm.
- Kondisi operasi bagian atas KD-01 (destilat) pada kondisi uap jenuh (dew point), yaitu : T = 133,95 °C = 407,10 K dan P = 0,983 atm.

- Kondisi operasi bagian bawah KD-01 (bottom) pada kondisi uap cair (bubble point), yaitu : T = 144,60 °C = 417,75 K dan P = 0,985 atm

Neraca massa pada kolom destilasi 1 :

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Komponen	menuju kolom distilasi 1	Destilat	Bottom
C_6H_6	182,8953	181,0664	1,8290
C_7H_8	71,5438	71,0430	0,5008
C_8H_{10}	8.286,3651	8.278,0788	8,2864
C_8H_8	18.967,7065	37,9354	18.929,7711
H_2O	0,0050	0,0050	0,0000
Total	27.508,5158	8.568,1286	18.940,3872
		27.508,5158	

Data heat properties :

Komponen	Tf	Tb	Tc	Pc
C_6H_6	5,5	80,1	562,1	48,9
H_2O	0	100,0	647,3	220,5
C_7H_8	-95,2	110,6	591,7	41,1
C_8H_{10}	-95,0	136,1	617,1	36,1
C_8H_8	-30,7	145,1	647,0	39,9

Perhitungan bubble point :

Untuk feed :

Komponen	kg/jam	kmol/jam	Xi	P sat	K	Yi
C_6H_6	182,8953	2,3414	0,0089	3.543,4759	4,7335	0,0421
C_7H_8	71,5438	0,7765	0,0029	1.637,4435	2,1873	0,0065
C_8H_{10}	8.286,3651	78,0496	0,2964	858,7488	1,1471	0,3401
C_8H_8	18.967,7065	182,1156	0,6917	661,7007	0,8839	0,6114
H_2O	0,0050	0,0003	0,0000	2.714,6611	3,6263	0,0000
Jumlah	27.508,5158	263,2833	1,0000			1,0000

Untuk destilat :

Komponen	kg/jam	kmol/jam	Xi	P sat	K	Yi
C_6H_6	181,0664	2,3180	0,0285	2.926,2700	3,9090	0,1113
C_7H_8	71,0430	0,7710	0,0095	1.321,8689	1,7658	0,0167
C_8H_{10}	8.278,0788	77,9715	0,9576	679,2587	0,9074	0,8689
C_8H_8	37,9354	0,3642	0,0045	518,5723	0,6927	0,0031
H_2O	0,0050	0,0003	0,0000	2.107,8348	2,8157	0,0000
Jumlah	8.568,1286	81,4250	1,0000			1,0000

Untuk bottom :

Komponen	kg/jam	kmol/jam	Xi	P sat	K	Yi
C_6H_6	1,8290	0,0234	0,0001	3.902,2372	5,2127	0,0007
C_7H_8	0,5008	0,0054	0,0000	1.823,9559	2,4365	0,0001
C_8H_{10}	8,2864	0,0780	0,0004	966,3640	1,2909	0,0006
C_8H_8	18.929,7711	181,7514	0,9994	748,0647	0,9993	0,9987
H_2O	0,0000	0,0000	0,0000	3.084,0541	4,1198	0,0000
Jumlah	18.940,3872	181,8583	1,0000			1,0000

Perhitungan dew point :

Untuk destilat :

Komponen	kg/jam	kmol/jam	Xi	P sat	K	Yi
C_6H_6	181,0664	2,3180	0,0285	3.103,1523	4,1453	0,0069
C_7H_8	71,0430	0,7710	0,0095	1.411,5734	1,8856	0,0050
C_8H_{10}	8.278,0788	77,9715	0,9576	729,9195	0,9750	0,9821
C_8H_8	37,9354	0,3642	0,0045	558,8418	0,7465	0,0060
H_2O	0,0050	0,0003	0,0000	2.277,8393	3,0428	0,0000
Jumlah	8.568,1286	81,4250	1,0000			1,0000

Untuk bottom :

Komponen	kg/jam	kmol/jam	Xi	P sat	K	Yi
C_6H_6	1,8290	0,0234	0,0001	3.903,7534	5,2147	0,0000
C_7H_8	0,5008	0,0054	0,0000	1.824,7485	2,4375	0,0000
C_8H_{10}	8,2864	0,0780	0,0004	966,8236	1,2915	0,0003
C_8H_8	18.929,7711	181,7514	0,9994	748,4343	0,9998	0,9996
H_2O	0,0000	0,0000	0,0000	3.085,6396	4,1219	0,0000
Jumlah	18.940,3872	181,8583	1,0000			1,0000

A. Menghitung refluks minimum

Dengan menggunakan pers. 11.7-19 dan 11.7-20, Geankoplis maka harga refluks minimum adalah :

$$1 - q = \sum \frac{\alpha \times X_{if}}{\alpha - \theta}$$

Umpan masuk kolom destilasi pada kondisi cair jenuh, q = 1

$$Rm + 1 = \sum \frac{\alpha \times X_D}{\alpha - \theta}$$

Didapat trial θ = 1,2000

Komponen	X_F	X_D	Ki	α	X_W	$\alpha.XD/\alpha-\theta$
C_6H_6	0,0090	0,0299	4,4547	4,1605	0,0001	0,0115
C_7H_8	0,0237	0,0789	2,0493	1,9139	0,0002	0,0057
C_8H_{10}	0,2649	0,8865	1,0707	1,0000	0,0004	3,9342
C_8H_8	0,7024	0,0047	0,8237	0,7693	0,9993	-2,4585
H_2O	0,0000	0,0000	3,3748	3,1519	0,0000	0,0000
Jumlah	1,0000	1,0000			1,0000	1,4928

Rm + 1 = 1,4928

Rm = 0,4928

Direncanakan refluks rasio, R = 1,5 Rm

= 1,5 × 0,4928

= 0,7392

B. Menghitung kecepatan aliran uap dan liquida

1. Aliran liquida untuk refluks (Lo)

$$R = \frac{Lo}{D}$$

$Lo = R \times D$

$= 0{,}7392 \times 81{,}4250$ kmol/jam

$= 60{,}9814$ kmol/jam

2. Aliran uap menuju kondensor (V)

$V = (R+1)\ D$

$= (0{,}7392 + 1) \times 81{,}4250$ kmol/jam

$= 141{,}6144$ kmol/jam

3. Aliran liquida masuk reboiler (L')

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

$= 60{,}9814 + (1 \times 263{,}2833)$

$= 323{,}4727$ kmol/jam

4. Aliran uap keluar rebolier (V')

$V' = V + F\ (q-1)$

$= 141{,}6144 + 263{,}2833\ (1-1)$

$= 141{,}6144$ kmol/jam

C. Menghitung panas bahan masuk KD-01 (ΔH_{11})

Suhu bahan masuk = 140,05 °C (pada kondisi bubble point)

Tekanan bahan masuk = 0,985 atm

Dengan rumus : $\Delta H = m \times Cp \times \Delta T$

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_{11} (Kkal/jam)
C_6H_6	2,3414	0,1914	115,05	51,5482
C_7H_8	0,7765	0,2437	115,05	21,7683
C_8H_{10}	78,0496	0,2922	115,05	2.623,4063
C_8H_8	182,1156	0,2771	115,05	5.806,6928
H_2O	0,0003	0,0681	115,05	0,0022
			Total	8.503,4177

D. Menghitung panas pada top destilasi (ΔH_{12})

1. Panas yang dibawa uap menuju kondensor pada kondisi dew point

   T masuk = 133,95 °C = 407,10 K

   P masuk = 0,985 atm

Komponen	Xd.V (kmol/jam)	ΔHv (Kkal/kmol)	ΔH_{12} (Kkal/jam)
C_6H_6	328,2588	83,6366	27.454,4470
C_7H_8	109,1882	80,3173	8.769,7040
C_8H_{10}	11.041,8871	115,5235	1.275.597,4460
C_8H_8	51,5804	78,8463	4.066,9226
H_2O	0,0396	123,9287	4,9044
		Total	1.315.893,4240

2. Panas sebagai refluks dari kondensor ke KD pada kondisi bubble point

   T masuk = 131,33 °C = 404,48 K

   P masuk = 0,985 atm

   Dengan rumus : $\Delta H = m \times Cp \times \Delta T$

Komponen	Xd.Lo (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_{13} (Kkal/jam)
C_6H_6	139,5175	0,1892	106,33	2.806,6954
C_7H_8	46,4075	0,2410	106,33	1.189,3210
C_8H_{10}	4.693,0560	0,2891	106,33	144.277,4326
C_8H_8	21,9229	0,2744	106,33	639,6286
H_2O	0,0168	0,0680	106,33	0,1217
			Total	148.913,1993

3. Panas keluar sebagai destilat dari kondensor pada kondisi bubble point

T masuk = 131,33 °C = 404,48 K

P masuk = 0,985 atm

Komponen	Massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_{14} (Kkal/jam)
C_6H_6	0,2928	0,1892	106,33	5,8900
C_7H_8	0,7710	0,2410	106,33	19,7600
C_8H_{10}	8,6678	0,2891	106,33	266,4708
C_8H_8	0,0460	0,2744	106,33	1,3424
H_2O	0,0003	0,0680	106,33	0,0020
			Total	293,4652

E. Menghitung panas pada bottom produk

1. Panas produk keluar KD menuju reboiler pada kondisi bubble point

T masuk = 144,60 °C = 417,75 K

P masuk = 0,985 atm

Komponen	Xb.L' (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_{15} (Kkal/jam)
C_6H_6	7,5738	0,1925	119,60	221,9757
C_7H_8	1,7581	0,2451	119,60	61,7599
C_8H_{10}	25,2469	0,2937	119,60	841,0975
C_8H_8	58.791,6104	0,2786	119,60	479.199,5668
H_2O	0,00012	0,0682	119,60	0,0010
			Total	480.324,4010

2. Panas yang terbawa oleh uap sebagai refluks dari reboiler (dew point)

   T masuk = 144,62 °C = 417,77 K

   P masuk = 0,985 atm

Komponen	Xb.V' (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_{16} (Kkal/jam)
C_6H_6	3,3157	0,1925	119,62	76,3446
C_7H_8	0,7697	0,2451	119,62	22,5633
C_8H_{10}	11,0529	0,2937	119,62	388,3404
C_8H_8	25.738,6126	0,2786	119,62	857.641,3487
H_2O	0,000052	0,0682	119,62	0,0004
			Total	858.128,5974

3. Panas yang keluar sebagai bottom produk reboiler pada kondisi bubble point

   T masuk = 144,61 °C = 417,76 K

   P masuk = 0,985 atm

Komponen	Massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_{17} (Kkal/jam)
C_6H_6	0,0234	0,1925	119,61	0,5391
C_7H_8	0,0054	0,2451	119,61	0,1593
C_8H_{10}	0,0780	0,2937	119,61	2,7420
C_8H_8	181,7514	0,2786	119,61	6.055,6001
H_2O	3,64E-07	0,0682	119,61	2,97E-06
			Total	6.059,0405

F. Menghitung neraca panas di sekitar kondensor (Qc)

$\Delta H_{12} = Qc + \Delta H_{13} + \Delta H_{14}$

Qc = 1.166.686,7595 kkal/jam

G. Menghitung kebutuhan air pendingin

T air masuk = 30 ° C

T air keluar = 45 ° C

ΔT = 15 °C

$Q = m.Cp.\Delta T$

$$m = \frac{Q}{Cp.\Delta T}$$

Pada suhu 30 °C diperoleh :

Cp air = 1,0003 Kkal/kmol.°C

(Donald Q. Kern, *Process Heat Transfer*, hal. 804)

$Qc = m.Cp.\Delta T$

m = 77.755,7906 kg/jam

Jadi kebutuhan air pendingin adalah 77.755,7906 kg/jam

H. Menghitung panas di sekitar reboiler I (Q_R)

$\Delta H_{11} + Q_R = \Delta H_{14} + \Delta H_{17} + Q_{loss} + Q_c$

Q loss = 5% panas masuk

Q loss = 5% ($\Delta H_{11} + Q_R$)

$Q_R = \Delta H_{14} + \Delta H_{17} + 0{,}05\ (\Delta H_{11} + Q_R) + Qc - \Delta H_{11}$

Q_R = 1.226.274,7561 Kkal/jam

I. Menghitung panas yang hilang (Q loss)

Q loss = 5% ($\Delta H_{11} + Q_R$)

Q loss = 61.378,9087 Kkal/jam

J. Menghitung kebutuhan steam pemanas

T steam masuk = 200 ° C = 473,15 K

P steam masuk = 1.554,9 Kpa = 15,3464 atm

Dari Va Ness, F.1 hal. 691 diperoleh :

λ = 1.938,6 kJ/kg = 463,3370 Kkal/kg

Maka kebutuhan steam adalah

$m = Q_R/\lambda$

m = 2.646,5981 kg/jam

Jadi kebutuhan steam adalah 2.646,5981 kg/jam

$Q = m.Cp.\Delta T$

$$m = \frac{Q}{Cp.\Delta T}$$

Pada suhu 30 °C diperoleh :

Cp air = 1,0003 Kkal/kmol.°C

(Donald Q. Kern, Process Heat Transfer, hal. 804)

$Qc = m.Cp.\Delta T$

m = 77.755,7906 kg/jam

Jadi kebutuhan air pendingin adalah 77.755,7906 kg/jam

H. Mengitung panas di sekitar reboiler 1 (Q_R)

$\Delta H_{f1} + Q_R = \Delta H_{f2} + \Delta H_{f3} + Q_{loss} + Q_c$

Q loss = 5% panas masuk

Q loss = 5% ($\Delta H_{f1} + Q_R$)

$Q_R = \Delta H_{f2} + \Delta H_{f3} + 0,05\ (\Delta H_{f1} + Q_R) + Q_c - \Delta H_{f1}$

Q_R = 1.226.274,7561 Kkal/jam

I. Mengitung panas yang hilang (Q loss)

Q loss = 5% ($\Delta H_{f1} + Q_R$)

Q loss = 61.378,9087 Kkal/jam

J. Mengitung kebutuhan steam pemanas

T steam masuk = 200 °C = 473,15 K

P steam masuk = 1,5546,9 Kpa = 15,3464 atm

Dari Ya Noss, F.1 hal. 691 diperoleh :

λ = 1.938,6 kJ/kg = 463,3270 Kkal/kg

Maka kebutuhan steam adalah

$m = Q_R/\lambda$

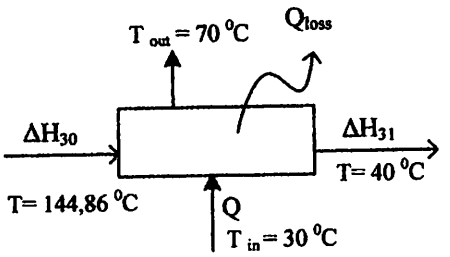
m = 2.646,5981 kg/jam

Jadi kebutuhan steam adalah 2.646,5981 kg/jam

Neraca Panas di Kolom Destilasi 1 (D-130) :

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_{11}	8.503,4177	ΔH_{14}	293,4652
Q_R	1.226.274,7561	ΔH_{17}	6.059,0405
		Q_{loss}	61.738,9087
		Q_c	1.166.686,7595
Total	1.234.778,1738	Total	1.234.778,1738

9. Cooler-02 (E-137)



Neraca panas :

$\Delta H_{30} = \Delta H_{31} + Q_{loss} + Q$

Keterangan :

ΔH_{30} : panas masuk dari bottom KD-01 (kkal/jam)

ΔH_{31} : panas keluar menuju tangki produk stirena (kkal/jam)

Q : panas yang diserap air pendingin (kkal/jam)

Q_{loss} : panas yang hilang (kkal/jam)

a. Menghitung panas yang dibawa masuk menuju cooler (ΔH_{30})

Suhu bahan masuk = 144,86 °C = 418,01 K

$\Delta H_{30} = \Delta H_{17} =$ 6.059,0405 Kkal/jam

b. Menghitung panas bahan keluar ke cooler (ΔH_{31})

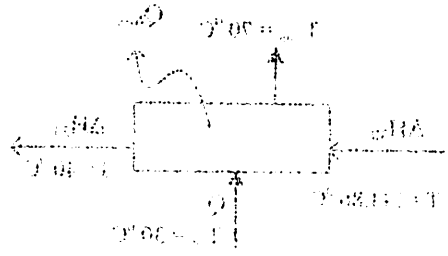
Suhu bahan keluar = 40 °C = 313,15 K

Komponen	massa (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_{31} (Kkal/jam)
C_6H_6	0,0234	0,1647	15	0,0578
C_7H_8	0,0054	0,2115	15	0,0172
C_8H_{10}	0,0780	0,2545	15	0,2980

Neraca Panas di Kolom Destilasi 1 (D-130) :

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_{F}	8.303.417,77	ΔH_{D}	293.464,21
Q_R	1.326.371.271,61	ΔH_{B}	6.050.040,05
		Q_{loss}	61.738.905,7
		Q_C	1.260.666.259,5
Total	1.334.774.689,38	Total	1.334.774.689,38

9. Cooler-02 (E-137)



Neraca panas :

$\Delta H_{30} = \Delta H_{40} + Q_{loss} + Q$

Keterangan :

ΔH_{30} : panas masuk dari bottom KD-01 (kkal/jam)

ΔH_{40} : panas keluar menuju tangki produk sisterna (kkal/jam)

Q : panas yang diserap air pendingin (kkal/jam)

Q_{loss} : panas yang hilang (kkal/jam)

a. Menghitung panas yang dibawa masuk oleh cooler (ΔH_{30})

Suhu bahan masuk = 144,86 °C = 417,01 K

$\Delta H_{30} = \Delta H_{F} = 6.050.040,05$ Kkal/jam

b. Menghitung panas bahan keluar ke cooler (ΔH_{40})

Suhu bahan keluar = 40 °C = 313,15 K

Komponen	massa (kg/jam)	Cp (Kkal/kg °C)	ΔT (K)	ΔH (Kkal/jam)
C_4H_8	0,0224	0,4[illegible]	[illegible]	0,0578
C_4H_6	0,0054	0,4115	[illegible]	0,0[illegible]
C_4H_{10}	0,0750	0,5342	[illegible]	0,[illegible]

C_8H_8	181,7514	0,2432	15	663,1097
H_2O	3,64E-07	0,0672	15	3,67E-07
			Total	663,4827

c. Menghitung panas yang hilang (Q loss)

Neraca panas : $\Delta H_{30} = \Delta H_{31} + Q\ loss + Q$

Dimana : Q loss = 5 % panas masuk

$Q = \Delta H_{30} - Q\ loss - \Delta H_{31}$

$Q = \Delta H_{30} - 0{,}05\ \Delta H_{30} - \Delta H_{31}$

Q = 5.092,6057 Kkal/jam

d. Panas yang hilang (Q loss)

Q loss= 5 % panas yang masuk

Q loss = 302,9520 Kkal/jam

e. Menghitung kebutuhan air pendingin

T air masuk = 30 ° C

T air keluar = 70 ° C

$Q = m.Cp.\Delta T$

$$m = \frac{Q}{Cp.\Delta T}$$

Pada suhu 30 °C diperoleh :

Cp air = 1,2 Btu/lb. °F = 1,2 Kkal/kg.°C

(Donald Q. Kern, *Process Heat Transfer*, hal. 804)

$$m = \frac{645{,}1268}{1{,}2 \times 40} = 106{,}0960 \text{ kg/jam}$$

Jadi kebutuhan air pendingin adalah 106,0960 kg/jam.

Neraca Panas di Cooler-02 (E-137) :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_{30}	6.059,0405	ΔH_{31}	663,4827
		Q_{loss}	302,9520
		Q	5.092,6057
Total	6.059,0405	Total	6.059,0405

C_3H_8	181,7574	0,2422	15	663,1097
H_2O	3,44E-07	0,0072	15	3,4E-07
			Total	663,1097

c. **Mengalirkan panas yang hilang (Q loss)**

Neraca panas : $\Delta H_{in} = \Delta H_{in} + Q\ loss + Q$

Diamati : Q loss = 5 % panas masuk

$Q = \Delta H_{in} - Q\ loss - \Delta H_{in}$

$Q = \Delta H_{in} - 0,05\ \Delta H_{in} - \Delta H_{in}$

$Q = 5.092,6057$ Kkal/jam

d. **Panas yang hilang (Q loss)**

Q loss= 5 % panas yang masuk

Q loss = 302,9520 Kkal/jam

e. **Mengalirkan kebutuhan air pendingin**

T air masuk = 30 ° C

T air keluar = 70 ° C

$Q = m.Cp.\Delta T$

$$m = \frac{Q}{Cp.\Delta T}$$

Pada suhu 30 °C diperoleh :

Cp air = 1,2 Btu/lb. °F = 1,2 Kkal/kg.°C

(Donald Q. Kern, Process Heat Transfer, hal. 804)

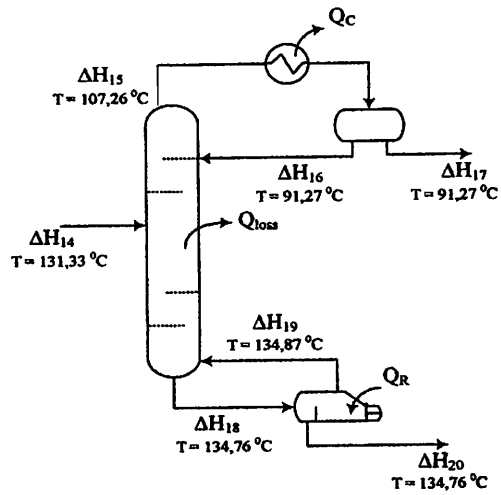
$$m = \frac{6453,2968}{1,2 \times 40} = 106,0960\ kg/jam$$

Jadi kebutuhan air pendingin adalah 106,0960 kg/jam.

Neraca Panas di Cooler-02 (E-137) :

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_{in}	6,0590,0402	ΔH_{out}	663,4827
		Q_{loss}	302,9520
		Q	5.092,6057
Total	6,0590,0402	Total	6,0590,0402

10. Kolom Destilasi 2 (D-140)



Neraca panas : $\Delta H_{14} + Q_R = \Delta H_{17} + \Delta H_{20} + Q_{loss} + Q_c$

Dimana :

ΔH_{14} = Panas bahan masuk dari top KD-01

ΔH_{15} = Panas yang keluar KD-02 menuju kondensor-02

ΔH_{16} = Panas keluar dari kondensor-02 sebagai refluks menuju KD-02

ΔH_{17} = Panas keluar dari kondensor-02

ΔH_{18} = Panas keluar menuju reboiler-02

ΔH_{19} = Panas yang terbawa oleh uap sebagai refluks dari reboiler-02 menuju KD2

ΔH_{20} = Panas yang keluar sebagai hasil bottom dari reboiler-02

Q_R = Panas yang terjadi disekitar reboiler-02

Q loss = Panas yang hilang

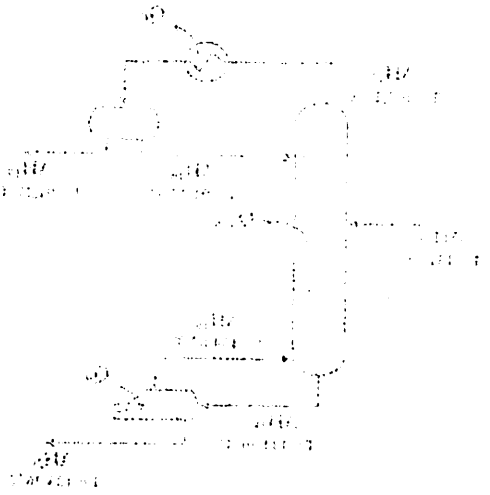
Qc = Panas yang terjadi disekitar kondensor-02

Dari Appendiks A diperoleh :

- Kondisi operasi umpan masuk pada kondisi cair jenuh (bubble point), yaitu : T = 129,98 °C = 403,13 K dan P = 0,985 atm.
- Kondisi operasi bagian atas KD-02 (destilat) pada kondisi uap jenuh (dew point), yaitu : T = 107,26 °C =380,41 K dan P = 0,985 atm.
- Kondisi operasi bagian bawah KD-02 (bottom) pada kondisi uap cair (bubble point), yaitu : T = 134,76 °C = 407,91 K dan P = 0,985 atm

Neraca massa pada kolom destilasi 2 :

10. Kolom Destilasi 2 (D-140)



Neraca panas : $\Delta H_{12} = Q_R = \Delta H_{13} + \Delta H_{14} + Q_{loss} + Q_C$

Dimana :

ΔH_{12} = Panas bahan masuk dari top KD-01

ΔH_{13} = Panas yang keluar KD-02 menuju kondensor-02

ΔH_{14} = Panas keluar dari kondensor-02 sebagai refluks menuju KD-02

ΔH_{15} = Panas keluar dari kondensor-02

ΔH_{16} = Panas keluar menuju reboiler-02

ΔH_{17} = Panas yang terbawa oleh uap sebagai refluks dari reboiler-02 menuju KD2

ΔH_{18} = Panas yang keluar sebagai hasil bottom dari reboiler-02

Q_R = Panas yang terjadi diserahkan reboiler-02

Q loss = Panas yang hilang

Q_C = Panas yang terjadi diserahkan kondensor-02

Dari Appendiks A diperoleh :

- Kondisi operasi umpan masuk pada kondisi cair jenuh (bubble point), yaitu : T = 129,98 °C = 403,13 K dan P = 0,985 atm.
- Kondisi operasi bagian atas KD-02 (destilat) pada kondisi uap jenuh (dew point), yaitu : T = 107,26 °C = 380,41 K dan P = 0,985 atm.
- Kondisi operasi bagian bawah KD-02 (bottom) pada kondisi uap cair (bubble point), yaitu : T = 134,76 °C = 407,91 K dan P = 0,985 atm

Neraca massa pada kolom destilasi 2 :

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Komponen	menuju kolom distilasi 2	Destilat	Bottom
C_6H_6	181,0664	174,3669	6,6995
C_7H_8	71,0430	67,1356	3,9074
C_8H_{10}	8.278,0788	66,2246	8.211,8541
C_8H_8	37,9354	18,9677	18,9677
H_2O	0,0050	0,0050	0,0000
Total	8.568,1286	326,6999	8.241,4287
		8.568,1286	

Data heat properties :

Komponen	Tf	Tb	Tc	Pc
C_6H_6	5,5	80,1	562,1	48,9
H_2O	0	100,0	647,3	220,5
C_7H_8	-95,2	110,6	591,7	41,1
C_8H_{10}	-95,0	136,1	617,1	36,1
C_8H_8	-30,7	145,1	647,0	39,9

Perhitungan bubble point :

Untuk feed :

Komponen	kg/jam	kmol/jam	Xi	P sat	K	Yi
C_6H_6	181,0664	2,3180	0,0285	2.926,2700	3,9090	0,1113
C_7H_8	71,0430	0,7710	0,0095	1.321,8689	1,7658	0,0167
C_8H_{10}	8.278,0788	77,9715	0,9576	679,2587	0,9074	0,8689
C_8H_8	37,9354	0,3642	0,0045	518,5723	0,6927	0,0031
H_2O	0,0050	0,0003	0,0000	2.107,8348	2,8157	0,0000
Jumlah	8.568,1286	81,4250	1,0000			1,0000

Untuk destilat :

Komponen	kg/jam	kmol/jam	Xi	P sat	K	Yi
C_6H_6	174,3669	2,2322	0,5926	1.058,9915	1,4146	0,8383
C_7H_8	67,1356	0,7286	0,1934	423,7442	0,5660	0,1095
C_8H_{10}	66,2246	0,6238	0,1656	194,7115	0,2601	0,0431
C_8H_8	18,9677	0,1821	0,0483	141,1758	0,1886	0,0091
H_2O	0,0050	0,0003	0,0001	551,8433	0,7372	0,0001
Jumlah	326,6999	3,7670	1,0000			1,0000

Untuk bottom :

Komponen	kg/jam	kmol/jam	Xi	P sat	K	Yi
C_6H_6	6,6995	0,0858	0,0011	3.158,8047	4,2196	0,0047
C_7H_8	3,9074	0,0424	0,0005	1.439,9236	1,9235	0,0011
C_8H_{10}	8.211,8541	77,3477	0,9960	745,9925	0,9965	0,9925
C_8H_8	18,9677	0,1821	0,0023	571,6401	0,7636	0,0018
H_2O	0,0000	0,0000	0,0000	2.331,9934	3,1151	0,0000
Jumlah	8.241,4287	77,6580	1,0000			1,0000

Perhitungan dew point :

Untuk destilat :

Komponen	kg/jam	kmol/jam	Xi	P sat	K	Yi
C_6H_6	174,3669	2,2322	0,5926	1.636,7724	2,1864	0,2710
C_7H_8	67,1356	0,7286	0,1934	689,9494	0,9217	0,2099
C_8H_{10}	66,2246	0,6238	0,1656	332,8320	0,4446	0,3724
C_8H_8	18,9677	0,1821	0,0483	246,8362	0,3297	0,1466
H_2O	0,0050	0,0003	0,0001	979,0922	1,3079	0,0001
Jumlah	326,6999	3,7670	1,0000			1,0000

Untuk bottom :

Komponen	kg/jam	kmol/jam	Xi	P sat	K	Yi
C_6H_6	6,6995	0,0858	0,0011	3.166,8951	4,2304	0,0003
C_7H_8	3,9074	0,0424	0,0005	1.444,0499	1,9290	0,0003
C_8H_{10}	8.211,8541	77,3477	0,9960	748,3343	0,9996	0,9964
C_8H_8	18,9677	0,1821	0,0023	573,5057	0,7661	0,0031
H_2O	0,0000	0,0000	0,0000	2.339,8921	3,1257	0,0000
Jumlah	8.241,4287	77,6580	1,0000			1,0000

A. Menghitung refluks minimum

Dengan menggunakan pers. 11.7-19 dan 11.7-20, Geankoplis maka harga refluks minimum adalah :

$$1 - q = \sum \frac{\alpha \times X_{if}}{\alpha - \theta}$$

Umpan masuk kolom destilasi pada kondisi cair jenuh, q = 1

$$Rm + 1 = \sum \frac{\alpha \times X_D}{\alpha - \theta}$$

Didapat trial θ = 1,1800

Komponen	X_F	X_D	Ki	α	X_W	α.XD/α-θ
C_6H_6	0,0285	0,5926	3,2030	4,4452	0,0011	0,8067
C_7H_8	0,0095	0,1934	1,4226	1,9743	0,0005	0,4808
C_8H_{10}	0,9576	0,1656	0,7206	1,0000	0,9960	-0,9199
C_8H_8	0,0045	0,0483	0,5467	0,7587	0,0023	0,0871
H_2O	0,0000	0,0001	2,2115	3,0692	0,0000	0,0001
Jumlah	1,0000	1,0000			1,0000	1,6057

Rm + 1 = 1,6057

Rm = 0,6057

Direncanakan refluks rasio, R = 1,5 Rm

= 1,5 × 0,6057

= 0,9085

B. Menghitung kecepatan aliran uap dan liquida

1. Aliran liquida untuk refluks (Lo)

$$R = \frac{Lo}{D}$$

$Lo = R \times D$

$= 0{,}9085 \times 3{,}7670$ kmol/jam

$= 3{,}4225$ kmol/jam

2. Aliran uap menuju kondensor (V)

$V = (R+1)\,D$

$= (0{,}9085 + 1) \times 3{,}7670$ kmol/jam

$= 7{,}1895$ kmol/jam

3. Aliran liquida masuk reboiler (L')

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

$= 3{,}4225 + (1 \times 81{,}4250)$

$= 84{,}8475$ kmol/jam

4. Aliran uap keluar rebolier (V')

$V' = V + F\,(q-1)$

$= 7{,}1895 + 81{,}4250\,(1-1)$

$= 7{,}1895$ kmol/jam

C. Menghitung panas bahan masuk KD-02 (ΔH_{14})

Suhu bahan masuk = 131,33 °C = 403,13 K (pada kondisi bubble point)

Tekanan bahan masuk = 0,985 atm

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_{14} (Kkal/jam)
C_6H_6	2,3180	0,1889	104,98	45,9568
C_7H_8	0,7710	0,2406	104,98	19,4753
C_8H_{10}	77,9715	0,2887	104,98	2.362,7544
C_8H_8	0,3642	0,2740	104,98	10,4756
H_2O	0,0003	0,0680	104,98	0,0020
			Total	2.438,6641

				1000
H°_{f}	0.0000	0.0000	86.101	0.0000
$C^{\circ}_{p}H^{\circ}$	0.3973	0.3340	86.101	28.732
$C^{\circ}_{p}H^{\circ}$	4.1020	3.2882	86.101	352.7
$C^{\circ}_{p}H^{\circ}$	0.1210	0.0950	86.101	10.252
$C^{\circ}_{p}H^{\circ}$	2.3180	0.1888	86.101	25.205
Komponen	massa (kmol/jam)	C°_{p} (kJ/kmol.°K)	T_f (°K)	ΔH°_{f} (kJ/kmol)

Tekanan uap air = 0.5806 atm

Suhu pada uap air = 131.33 °C = 404.13 K (dari tabel jenuh pada Perry)

C. Menghitung kebutuhan uap pada suhu 404.13 K (ΔH_v)

$\Delta H_v = \Delta H_f + C_p (T - T_f)$

$= 28.732 + 0.3340 (404.13 - 298)$

$= 63.4520$ kcal/kg

4. Nilai dan panas uapnya (Δ_v)

$Q_v = Q_f + (F \times \Delta H_v)$

$= 2.4552 + (0.3340 \times 63.4520)$

$= 24.8148$ kcal/jam

5. Nilai dingin uap uapnya (Q_v)

$V = (R+1) D$

$= (0.5806 + 1) \times 2.0520$ kmol/jam

$= 3.2820$ kmol/jam

5. Nilai dan uap uap kondensor (V)

$Q_o = R \times D$

$= 0.5806 \times 2.0520$ kmol/jam

$= 2.4552$ kmol/jam

$R = \frac{Q_o}{D}$

1. Nilai dingin atas uap (Q_o)

B. Menghitung kecepatan uap dan dingin

D. Menghitung panas pada top destilasi (ΔH_{15})

1. Panas yang dibawa uap menuju kondensor pada kondisi dew point

   T masuk = 107,26 °C = 380,41 K

   P masuk = 0,985 atm

Komponen	Xd.V (kmol/jam)	ΔHv (Kkal/kmol)	ΔH_{15} (Kkal/jam)
C_6H_6	4,2603	83,6366	356,3159
C_7H_8	1,3906	80,3173	111,6896
C_8H_{10}	1,1905	115,5235	137,5307
C_8H_8	0,3476	78,8463	27,4051
H_2O	0,0005	123,9287	0,0656
		Total	633,0070

2. Panas sebagai refluks dari kondensor ke KD pada kondisi bubble point

   T masuk = 91,27 °C = 364,42 K

   P masuk = 0,985 atm

Komponen	Xd.Lo (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_{16} (Kkal/jam)
C_6H_6	2,0281	0,2381	66,27	32,0071
C_7H_8	0,6620	0,2710	66,27	11,8899
C_8H_{10}	0,5667	0,3499	66,27	13,1428
C_8H_8	0,1655	0,3107	66,27	3,4063
H_2O	0,0003	0,0113	66,27	0,0002
			Total	60,4464

3. Panas keluar sebagai destilat dari kondensor pada kondisi bubble point

   T masuk = 91,27 °C = 364,42 K

   P masuk = 0,985 atm

Komponen	Massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_{17} (Kkal/jam)
C_6H_6	2,2322	0,2363	66,27	34,9554
C_7H_8	0,7286	0,2688	66,27	12,9792
C_8H_{10}	0,6238	0,3473	66,27	14,3579

B. Menghitung panas pada top destilasi (ΔH_{vap})

1. Panas yang dibawa uap menuju kondensor pada kondisi dew point

T masuk = 107,26 °C = 380,41 K

P masuk = 0,985 atm

Komponen	Xd.V (kmol/jam)	ΔHv (Kkal/kmol)	ΔHv (Kkal/jam)
C_6H_6	4,2605	83,0306	350,3159
C_7H_8	1,3900	80,3173	111,6850
C_8H_{10}	1,1905	115,5255	137,5307
C_9H_{12}	0,3470	78,8403	27,4051
H_2O	0,0005	539,0287	0,0650
	Total		626,0270

2. Panas sebagai refluks dari kondensor ke KD pada kondisi bubble point

T masuk = 91,27 °C = 364,42 K

P masuk = 0,985 atm

Komponen	Xd.L (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔHv (Kkal/jam)
C_6H_6	2,0287	0,2381	66,27	32,0077
C_7H_8	0,6620	0,2710	66,27	11,8890
C_8H_{10}	0,5667	0,3200	66,27	12,1428
C_9H_{12}	0,1653	0,3707	66,27	3,4063
H_2O	0,0002	0,0113	66,27	0,0002
	Total			60,4461

3. Panas kolom sebagai destilat dari kondensor pada kondisi bubble point

T masuk = 91,27 °C = 364,42 K

P masuk = 0,985 atm

Komponen	Massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔHv (Kkal/jam)
C_6H_6	2,2322	0,2705	66,27	3,9984
C_7H_8	0,7280	0,2989	66,27	1,2[illegible]
C_8H_{10}	0,6238	0,3473	66,27	[illegible]

C_8H_8	0,1821	0,3083	66,27	3,7208
H_2O	0,0003	0,0112	66,27	0,0002
			Total	66,0135

E. Menghitung panas pada bottom produk

1. Panas produk keluar KD menuju reboiler pada kondisi bubble point

   T masuk = 134,76 °C = 407,91 K

   P masuk = 0,985 atm

Komponen	Xb.L' (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_{18} (Kkal/jam)
C_6H_6	7,2770	0,0229	109,76	18,2580
C_7H_8	3,5981	0,0291	109,76	11,4986
C_8H_{10}	6.562,7633	0,0349	109,76	25.153,6221
C_8H_8	15,4521	0,0331	109,76	56,1963
H_2O	0,00019	0,0082	109,76	0,00017
			Total	25.239,5751

2. Panas yang terbawa oleh uap sebagai refluks dari reboiler (dew point)

   T masuk = 134,87 °C = 408,02 K

   P masuk = 0,985 atm

Komponen	Xb.V' (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_{19} (Kkal/jam)
C_6H_6	0,6166	0,0229	109,87	1,5489
C_7H_8	0,3049	0,0291	109,87	0,9754
C_8H_{10}	556,0913	0,0349	109,87	2.133,7922
C_8H_8	1,3093	0,0331	109,87	4,7671
H_2O	1,59E-05	0,0082	109,87	1,43E-05
			Total	2.141,0836

3. Panas yang keluar sebagai bottom produk reboiler pada kondisi bubble point

T masuk = 134,76 °C = 407,91 K

P masuk = 0,985 atm

Komponen	Massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_{20} (Kkal/jam)
C_6H_6	0,0858	0,1901	109,76	1,7891
C_7H_8	0,0424	0,2421	109,76	1,1267
C_8H_{10}	77,3477	0,2903	109,76	2.464,7416
C_8H_8	0,1821	0,2755	109,76	5,5065
H_2O	0,000002	0,0681	109,76	0,00002
			Total	2.473,1640

F. Menghitung neraca panas di sekitar kondensor (Qc)

$\Delta H_{15} = Qc + \Delta H_{16} + \Delta H_{17}$

Qc = 506,5470 kkal/jam

G. Menghitung kebutuhan air pendingin

T air pendingin masuk = 30 °C

T air pendingin keluar = 45 °C

Pada suhu 30 °C diperoleh :

Cp air = 1,0003 Kkal/kmol.°C

(Donald Q. Kern, *Process Heat Transfer*, hal. 804)

$Qc = m.Cp.\Delta T$

m = 33,7397 kg/jam

Jadi kebutuhan air pendingin adalah 33,7397 kg/jam

H. Menghitung panas di sekitar reboiler I (Q_R)

$\Delta H_{14} + Q_R = \Delta H_{17} + \Delta H_{20} + Q_{loss} + Q_c$

Q loss = 5% panas masuk

Q loss = 5% $(\Delta H_{14} + Q_R)$

$Q_R = \Delta H_{17} + \Delta H_{20} + 0{,}05\ (\Delta H_{14} + Q_R) + Qc - \Delta H_{14}$

Q_R = 767,3617 Kkal/jam

3. Panas yang keluar sebagai bonom produk reboiler pada kondisi bubble point

T masuk = 134,76 °C = 407,91 K

P masuk = 0,985 atm

Komponen	Massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	λ (kcal/kg)	λHp (Kkal/jam)
C_3H_8	0,0858	0,1901	100,76	1,7201
C_4H_{10}	0,0424	0,2421	100,76	1,1207
C_5H_{12}	77,3477	0,2903	100,76	2,3464,7416
C_6H_{14}	0,1821	0,2755	100,76	5,5005
H_2O	0,000003	0,0501	100,76	0,00002
			Total	2,3473,1640

F. **Mengitung panas di solizer kondenser (Qc)**

$\lambda H_D = Qc + \lambda H_w + \lambda H_F$

Qc = 506,5470 Kkal/jam

G. **Mengitung kebutuhan air pendingin**

T air pendingin masuk = 30 °C

T air pendingin keluar = 45 °C

Pada suhu 30 °C diperoleh :

Cp air = 1,0003 Kkal/kmol.°C

(Donald Q. Kern, Process Heat Transfer, hal. 800)

Qc = m.Cp.ΔT

m = 33,7397 kg/jam

Jadi kebutuhan air pendingin adalah 33,7397 kg/jam

H. **Mengitung panas di solizer reboiler 1 (Qs)**

$\lambda H_{D1} + Qs = \lambda H_{F1} + \lambda H_{F2} + Q_{loss} + Q_c$

Q loss = 3% panas masuk

Q loss = 3% (λH_{F1} + Qs)

$Qs = \lambda H_{F1} + \lambda H_{F2} + 0,03\ (\lambda H_{F1} + Qs) + Qc - \lambda H_{F1}$

Qs = 767,3017 Kkal/jam

I. Menghitung panas yang hilang (Q loss)

Q loss = 5% (ΔH_{14} + Q_R)

Q loss = 160,3013 Kkal/jam

J. Menghitung kebutuhan steam pemanas

T steam = 200 °C dan tekanan = 1554,9 Kpa (11,3985 atm)

diperoleh λ = 1938,6 kj/kg = 463,34 kkal/kg

Maka kebutuhan steam adalah

m = Q_R/λ

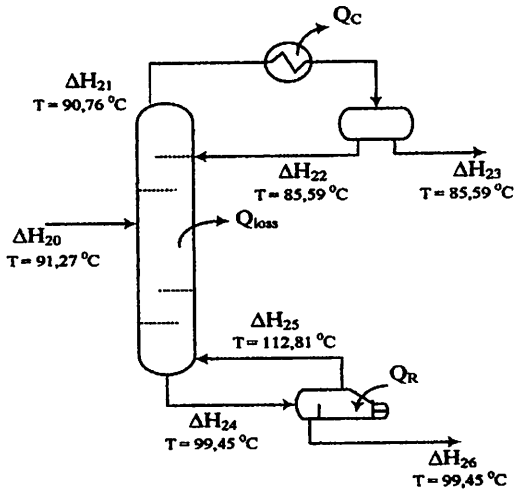
m = 1,6562 kg/jam

Jadi kebutuhan steam adalah 1,6562 kg/jam

Neraca Panas di Kolom Destilasi 2 (D-140) :

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_{14}	2.438,6641	ΔH_{17}	66,0135
Q_R	767,3617	ΔH_{20}	2.473,1640
		Q_{loss}	160,3013
		Q_c	506,5470
Total	3.206,0258	Total	3.206,0258

11. Kolom Destilasi 3 (D-150)



Neraca panas : $\Delta H_{20} + Q_R = \Delta H_{23} + \Delta H_{26} + Q_{loss} + Q_c$

Dimana :

ΔH_{50} = Panas bahan masuk dari top KD-03

ΔH_{51} = Panas yang keluar KD-03 menuju kondensor-03

ΔH_{52} = Panas keluar dari kondensor-03 sebagai refluks menuju KD-03

ΔH_{53} = Panas keluar dari kondensor-03

ΔH_{54} = Panas keluar menuju reboiler-03

ΔH_{55} = Panas yang terbawa uap top sebagai refluks dari reboiler-03 menuju KD3

ΔH_{56} = Panas yang keluar sebagai hasil bottom dari reboiler-03

Q_R = Panas yang terjadi diskitar reboiler-03

Q loss = Panas yang hilang

Q_C = Panas yang terjadi diskitar kondensor-03

Dari Appendiks A diperoleh :

- Kondisi operasi uapan masuk pada kondisi cair jenuh (bubble point), yaitu : T = 91,27 °C = 364,42 K dan P = 0,985 atm.
- Kondisi operasi bagian atas KD-03 (distilat) pada kondisi uap jenuh (dew point), yaitu : T = 90,76 °C = 374,91 K dan P = 0,985 atm.
- Kondisi operasi bagian bawah KD-03 (bottom) pada kondisi uap cair (bubble point), yaitu : T = 99,45 °C = 372,60 K dan P = 0,985 atm

Neraca massa pada kolom distilasi 3 :

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Komponen	menuju kolom distilasi 3	Distilat	Bottom
C_4H_8	174,3666	127,2879	47,0791
C_5H_8	97,1356	0,0071	97,0985
C_6H_{10}	66,2346	33,1173	33,1173
C_8H_8	18,9677	0,4839	0,4839
H_2O	0,0050	0,0050	0,0000003
Total	356,6999	160,9542	195,7458
		356,6999	

ΔH_{20} = Panas bahan masuk dari top KD-02

ΔH_{21} = Panas yang keluar KD-03 menuju kondensor-03

ΔH_{22} = Panas keluar dari kondensor-03 sebagai refluks menuju KD-03

ΔH_{23} = Panas keluar dari kondensor-03

ΔH_{24} = Panas keluar menuju reboiler-03

ΔH_{25} = Panas yang terbawa oleh uap sebagai refluks dari reboiler-03 menuju KD3

ΔH_{26} = Panas yang keluar sebagai hasil bottom dari reboiler-03

Q_R = Panas yang terjadi disekitar reboiler-03

Q loss = Panas yang hilang

Qc = Panas yang terjadi disekitar kondensor-03

Dari Appendiks A diperoleh :

- Kondisi operasi umpan masuk pada kondisi cair jenuh (bubble point), yaitu : T = 91,27 °C = 364,42 K dan P = 0,985 atm.
- Kondisi operasi bagian atas KD-03 (destilat) pada kondisi uap jenuh (dew point), yaitu : T = 90,76 °C = 374,91 K dan P = 0,985 atm.
- Kondisi operasi bagian bawah KD-03 (bottom) pada kondisi uap cair (bubble point), yaitu : T = 99,45 °C = 372,60 K dan P = 0,985 atm

Neraca massa pada kolom destilasi 3 :

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Komponen	menuju kolom distilasi 3	Destilat	Bottom
C_6H_6	174,3669	127,2879	47,0791
C_7H_8	67,1356	0,0671	67,0685
C_8H_{10}	66,2246	33,1123	33,1123
C_8H_8	18,9677	9,4839	9,4839
H_2O	0,0050	0,0050	0,000003
Total	326,6999	169,9562	156,7438
		326,6999	

ΔH_{fg} = Panas bahan masuk dari top KD-02

ΔH_{f1} = Panas yang keluar KD-03 menuju kondensor-03

ΔH_{f2} = Panas keluar dari kondensor-03 sebagai refluks menuju KD-03

ΔH_{f3} = Panas keluar dari kondensor-03

ΔH_{f4} = Panas keluar menuju reboiler-03

ΔH_{f5} = Panas yang terbawa oleh uap sebagai refluks dari reboiler-03 menuju KD3

ΔH_{f6} = Panas yang keluar sebagai hasil bawah dari reboiler-03

Q_R = Panas yang terjadi diskitar reboiler-03

Q loss = Panas yang hilang

Q_C = Panas yang terjadi disekitar kondensor-03

Dari Appendiks A diperoleh :

- Kondisi operasi umpan masuk pada kondisi cair jenuh (bubble point), yaitu : T = 91,27 °C = 364,42 K dan P = 0,955 atm.
- Kondisi operasi bagian atas KD-03 (distilat) pada kondisi uap jenuh (dew point), yaitu : T = 99,76 °C = 372,91 K dan P = 0,985 atm.
- Kondisi operasi bagian bawah KD-03 (bottom) pada kondisi uap cair (bubble point), yaitu : T = 99,45 °C = 372,60 K dan P = 0,985 atm

Neraca massa pada kolom distilasi 3 :

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Umpan kolom distilasi 3	Distilat	Bottom
C_4H_8	174,3766	127,3279	47,0791
C_4H_6	92,1330	0,0071	92,1259
C_4H_{10}	66,3246	33,1123	33,1123
C_4H_8	18,4627	0,4829	0,4829
H_2O	0,0920	0,0920	0,000003
Total	350,6990	160,9542	189,7448
		350,6990	

Data heat properties :

Komponen	Tf	Tb	Tc	Pc
C_6H_6	5,5	80,1	562,1	48,9
H_2O	0	100,0	647,3	220,5
C_7H_8	-95,2	110,6	591,7	41,1
C_8H_{10}	-95,0	136,1	617,1	36,1
C_8H_8	-30,7	145,1	647,0	39,9

Perhitungan bubble point :

Untuk feed :

Komponen	kg/jam	Kmol/jam	Xi	P sat	K	Yi
C_6H_6	174,3669	2,2322	0,5926	1.059,0218	1,4147	0,8383
C_7H_8	67,1356	0,7286	0,1934	423,7578	0,5661	0,1095
C_8H_{10}	66,2246	0,6238	0,1656	194,7184	0,2601	0,0431
C_8H_8	18,9677	0,1821	0,0483	141,1810	0,1886	0,0091
H_2O	0,0050	0,0003	0,0001	551,8640	0,7372	0,0001
Jumlah	326,6999	3,7670	1,0000			1,0000

Untuk destilat :

Komponen	kg/jam	Kmol/jam	Xi	P sat	K	Yi
C_6H_6	127,2879	1,6295	0,8013	897,1932	1,1985	0,9604
C_7H_8	0,0671	0,0007	0,0004	351,9345	0,4701	0,0002
C_8H_{10}	33,1123	0,3119	0,1534	158,7016	0,2120	0,0325
C_8H_8	9,4839	0,0911	0,0448	114,0581	0,1524	0,0068
H_2O	0,0050	0,0003	0,0001	443,7312	0,5927	0,0001
Jumlah	169,9562	2,0335	1,0000			1,0000

Untuk bottom :

Komponen	kg/jam	Kmol/jam	Xi	P sat	K	Yi
C_6H_6	47,0791	0,6027	0,3477	1.330,4027	1,7772	0,6179
C_7H_8	67,0685	0,7279	0,4199	547,0883	0,7308	0,3069
C_8H_{10}	33,1123	0,3119	0,1799	257,9124	0,3445	0,0620
C_8H_8	9,4839	0,0911	0,0525	189,2453	0,2528	0,0133
H_2O	0,0000	0,0000	0,0000	745,1478	0,9954	0,0000
Jumlah	156,7438	1,7335	1,0000			1,0000

Perhitungan dew point :

Untuk destilat :

Komponen	kg/jam	Kmol/jam	Xi	P sat	K	Yi
C_6H_6	127,2879	1,6295	0,8013	1.416,0091	1,8915	0,4236
C_7H_8	0,0671	0,0007	0,0004	586,6493	0,7837	0,0005
C_8H_{10}	33,1123	0,3119	0,1534	278,4913	0,3720	0,4123
C_8H_8	9,4839	0,0911	0,0448	205,0056	0,2739	0,1635
H_2O	0,0050	0,0003	0,0001	808,9332	1,0806	0,0001
Jumlah	169,9562	2,0335	1,0000			1,0000

Untuk bottom :

Komponen	kg/jam	Kmol/jam	Xi	P sat	K	Yi
C_6H_6	47,0791	0,6027	0,3477	1.885,5260	2,5187	0,1380
C_7H_8	67,0685	0,7279	0,4199	808,3361	1,0798	0,3889
C_8H_{10}	33,1123	0,3119	0,1799	396,0587	0,5291	0,3401
C_8H_8	9,4839	0,0911	0,0525	295,8438	0,3952	0,1329
H_2O	0,0000	0,0000	0,0000	1.179,8798	1,5761	0,0000
Jumlah	156,7438	1,7335	1,0000			0,9999

A. Menghitung refluks minimum

Dengan menggunakan pers. 11.7-19 dan 11.7-20, Geankoplis maka harga refluks minimum adalah :

$$1 - q = \sum \frac{\alpha \times X_{if}}{\alpha - \theta}$$

Umpan masuk kolom destilasi pada kondisi cair jenuh, q = 1

$$Rm + 1 = \sum \frac{\alpha \times X_D}{\alpha - \theta}$$

Didapat trial θ = 1,300

Komponen	X_F	X_D	Ki	α	X_W	α.XD/α-θ
C_6H_6	0,5926	0,8013	1,8344	5,1200	0,0011	1,7589
C_7H_8	0,1934	0,0004	0,7572	2,1136	0,0005	-0,0096
C_8H_{10}	0,1656	0,1534	0,3583	1,0000	0,9960	-0,0786
C_8H_8	0,0483	0,0448	0,2633	0,7350	0,0023	-0,0166
H_2O	0,0001	0,0001	1,0380	2,8972	0,0000	0,0096
Jumlah	1,0000	1,0000			1,0000	1,6636

Rm + 1 = 1,6332

Rm = 0,6332

Direncanakan refluks rasio, R = 1,5 Rm

= 1,5 × 0,6332

= 0,9498

B. Menghitung kecepatan aliran uap dan liquida

1. Aliran liquida untuk refluks (Lo)

$$R = \frac{Lo}{D}$$

Lo = R × D

= 0,9498 × 2,0335 kmol/jam

= 1,9315 kmol/jam

2. Aliran uap menuju kondensor (V)

   V = (R+1) D

   = (0,9498 + 1) × 2,0335 kmol/jam

   = 3,9649 kmol/jam

3. Aliran liquida masuk reboiler (L')

   L' = Lo + (q×F)

   = 1,9315 + (1×3,7670)

   = 5,6985 kmol/jam

4. Aliran uap keluar rebolier (V')

   V ' = V + F (q-1)

   = 3,9649 + 3,7670 (1-1)

   = 3,9649 kmol/jam

C. Menghitung panas bahan masuk KD-03 (ΔH_{20})

Suhu bahan masuk = 91,27 °C = 364,42 K (pada kondisi bubble point)

Tekanan bahan masuk = 0,985 atm

Dengan rumus : $\Delta H = m \times Cp \times \Delta T$

Komponen	massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_{20} (Kkal/jam)
C_6H_6	2,2322	0,0215	66,27	3,1824
C_7H_8	0,7286	0,0275	66,27	1,3268
C_8H_{10}	0,6238	0,0330	66,27	1,3653
C_8H_8	0,1821	0,0314	66,27	0,3793
H_2O	0,0003	0,0081	66,27	0,0001
			Total	6,2539

D. Menghitung panas pada top destilasi (ΔH_{21})

1. Panas yang dibawa uap menuju kondensor pada kondisi dew point

   T masuk = 90,76 °C = 374,91 K

   P masuk = 0,985 atm

Komponen	Xd.V (kmol/jam)	ΔHv (Kkal/kmol)	ΔH_{21} (Kkal/jam)
C_6H_6	3,1773	83,6366	265,7382
C_7H_8	0,0014	80,3173	0,1141
C_8H_{10}	0,6081	115,5235	70,2531
C_8H_8	0,1775	78,8463	13,9990
H_2O	0,0005	123,9287	0,0670
		Total	350,1714

2. Panas sebagai refluks dari kondensor ke KD pada kondisi bubble point

   T masuk = 85,59 °C = 358,74 K

   P masuk = 0,985 atm

Komponen	Xd.Lo (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_{22} (Kkal/jam)
C_6H_6	1,5478	0,0213	60,59	2,0004
C_7H_8	0,0007	0,0273	60,59	0,0011
C_8H_{10}	0,2962	0,0328	60,59	0,5882
C_8H_8	0,0865	0,0312	60,59	0,1635
H_2O	0,00026	0,0081	60,59	0,00013
			Total	2,75331

3. Panas keluar sebagai destilat dari kondensor pada kondisi bubble point

T masuk = 85,59 °C = 358,74 K

P masuk = 0,985 atm

Komponen	Massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_{23} (Kkal/jam)
C_6H_6	1,6295	0,0212	60,59	2,0915
C_7H_8	0,0007	0,0271	60,59	0,0012
C_8H_{10}	0,3119	0,0326	60,59	0,6154
C_8H_8	0,0911	0,0310	60,59	0,1711
H_2O	0,0003	0,0081	60,59	0,0001
			Total	2,8793

E. Menghitung panas pada bottom produk

1. Panas produk keluar KD menuju reboiler pada kondisi bubble point

T masuk = 99,45 °C = 372,60 K

P masuk = 0,985 atm

Komponen	Xb.L' (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_{24} (Kkal/jam)
C_6H_6	1,9812	0,0218	74,45	3,2115
C_7H_8	2,3927	0,0278	74,45	4,9509
C_8H_{10}	1,0252	0,0334	74,45	2,5490
C_8H_8	0,2993	0,0318	74,45	0,7077
H_2O	5,47E-07	0,0081	74,45	3,32E-07
			Total	11,4191

2. Panas yang terbawa oleh uap sebagai refluks dari reboiler (dew point)

   T masuk = 112,81 °C = 385,96 K

   P masuk = 0,985 atm

Komponen	Xb.V' (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_{25} (Kkal/jam)
C_6H_6	1,3785	0,0222	87,81	2,6861
C_7H_8	1,6648	0,0283	87,81	4,1371
C_8H_{10}	0,7133	0,0340	87,81	2,1287
C_8H_8	0,2083	0,0323	87,81	0,5905
H_2O	3,80E-07	0,0082	87,81	2,73E-07
			Total	9,5424

3. Panas yang keluar sebagai bottom produk reboiler pada kondisi bubble point

   T masuk = 99,45 °C = 372,60 K

   P masuk = 0,985 atm

Komponen	Massa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_{26} (Kkal/jam)
C_6H_6	0,6027	0,0219	74,45	0,9816
C_7H_8	0,7279	0,0279	74,45	1,5128
C_8H_{10}	0,3119	0,0335	74,45	0,7788
C_8H_8	0,0911	0,0319	74,45	0,2162
H_2O	1,66E-07	0,0081	74,45	1,01E-07
			Total	3,4894

F. Menghitung neraca panas di sekitar kondensor (Qc)

$\Delta H_{21} = Qc + \Delta H_{22} + \Delta H_{23}$

Qc = 344,5388 kkal/jam

G. Menghitung kebutuhan air pendingin

T air pendingin masuk = 30 °C

T air pendingin keluar = 45 °C

Pada suhu 30 °C diperoleh :

Cp air = 1,0003 Kkal/kmol.°C

(Donald Q. Kern, *Process Heat Transfer*, hal. 804)

2. Panas yang terbawa oleh uap sebagai refluks dari reboiler (dew point)

T masuk = 112,81 °C = 385,96 K

P masuk = 0,985 atm

Komponen	Xb.V (Kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_2 (Kkal/jam)
C_4H_8	1,3795	0,0222	87,81	2,6861
C_4H_{10}	1,6645	0,0282	87,81	4,1371
C_3H_{10}	0,7123	0,0340	87,81	2,1287
C_3H_8	0,3083	0,0322	87,81	0,8905
H_2O	3,80E-07	0,0382	87,81	2,27E-07
			Total	9,8123

3. Panas yang keluar sebagai bottom produk reboiler pada kondisi bubble point

T masuk = 99,45 °C = 372,60 K

P masuk = 0,985 atm

Komponen	Xbrsa (kmol/jam)	Cp (Kkal/kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_3 (Kkal/jam)
C_4H_8	0,0027	0,0210	74,45	0,0816
C_4H_8	0,2270	0,0279	74,45	1,5128
C_3H_{10}	0,3117	0,0235	74,45	0,7788
C_3H_8	0,0011	0,0214	74,45	0,0163
H_2O	1,46E-07	0,0361	74,45	1,01E-07
			Total	3,4894

F. Mengitung neraca panas di sekitar kondensor (Qc)

$\Delta H_1 = Qc + \Delta H_2 + \Delta H_3$

Qc = 344,3288 Kkal/jam

G. Mengitung kebutuhan air pendingin

T air pendingin masuk = 30 °C

T air pendingin keluar = 45 °C

Pada suhu 30 °C diperoleh :

Cp air = 1,0002 Kkal/kmol.°C

(Donald Q. Kern, Process Heat Transfer, hal. 804)

$Qc = m.Cp.\Delta T$

m = 22,9624 kg/jam

Jadi kebutuhan air pendingin adalah 22,9624 kg/jam

H. Menghitung panas di sekitar reboiler I (Q_R)

$\Delta H_{20} + Q_R = \Delta H_{23} + \Delta H_{26} + Q_{loss} + Q_c$

Q loss = 5% panas masuk

Q loss = 5% ($\Delta H_{20} + Q_R$)

$Q_R = \Delta H_{23} + \Delta H_{26} + 0{,}05\ (\Delta H_{20} + Q_R) + Qc - \Delta H_{20}$

Q_R = 363,1224 Kkal/jam

I. Menghitung panas yang hilang (Q loss)

Q loss = 5% ($\Delta H_{20} + Q_R$)

Q loss = 18,4688 Kkal/jam

J. Menghitung kebutuhan steam pemanas

T steam = 200 °C dan tekanan = 1554,9 Kpa (11,3985 atm)

diperoleh λ = 1938,6 kj/kg = 463,34 kkal/kg

Maka kebutuhan steam adalah

$m = Q_R/\lambda$

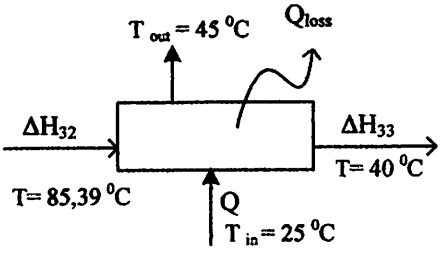
m = 0,7837 kg/jam

Jadi kebutuhan steam adalah 0,7837 kg/jam

Neraca Panas di Kolom Destilasi 3 (D-150) :

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_{20}	6,2539	ΔH_{23}	2,8793
Q_R	363,1224	ΔH_{26}	3,4894
		Q_{loss}	18,4688
		Q_c	344,5388
Total	369,3763	Total	369,3763

12. Cooler-03 (E-155A)



Neraca panas :

$\Delta H_{32} = \Delta H_{33} + Q_{loss} + Q$

Keterangan :

ΔH_{32} : panas masuk dari top KD-03 (kkal/jam)

ΔH_{33} : panas keluar menuju tangki produk benzene (kkal/jam)

Q : panas yang diserap air pendingin (kkal/jam)

Q_{loss} : panas yang hilang (kkal/jam)

Dengan rumus : $\Delta H = m \times Cp \times \Delta T$

a. Menghitung panas yang dibawa masuk menuju cooler (ΔH_{32})

Suhu bahan masuk = 85,59 °C = 358,74 K

$\Delta H_{32} = \Delta H_{23} =$ 2,8793 Kkal/jam

b. Menghitung panas bahan keluar ke cooler (ΔH_{33})

Suhu bahan keluar = 40 °C = 313,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_{33} (Kkal/jam)
C_6H_6	1,6295	0,0198	15	0,4842
C_7H_8	0,0007	0,0254	15	0,0003
C_8H_{10}	0,3119	0,0306	15	0,1432
C_8H_8	0,0911	0,0293	15	0,0400
H_2O	0,0003	0,0081	15	0,00003
			Total	0,6677

c. Menghitung panas yang hilang (Q loss)

Neraca panas : $\Delta H_{32} = \Delta H_{33} + Q\ loss + Q$

Dimana : Q loss = 5 % panas masuk

$Q = \Delta H_{32} - Q\ loss - \Delta H_{33}$

$Q = \Delta H_{32} - 0{,}05\ \Delta H_{32} - \Delta H_{33}$

Q = 2,0677 Kkal/jam

d. Panas yang hilang (Q loss)

Q loss= 5 % panas yang masuk

Q loss = 0,1440 Kkal/jam

e. Menghitung kebutuhan air pendingin

T air masuk = 25 °C

T air keluar = 45 °C

$\Delta T = 20$ °C

$Q = m.Cp.\Delta T$

$$m = \frac{Q}{Cp.\Delta T}$$

Pada suhu 20 °C diperoleh :

Cp air = 1 Kkal/kg.°C

(Donald Q. Kern, *Process Heat Transfer*, hal. 804)

$$m = \frac{2{,}0677}{1{,}2 \times 20} = 0{,}1034 \text{ kg/jam}$$

Jadi kebutuhan air pendingin adalah 0,1034 kg/jam.

Neraca Panas di Cooler-03 (E-155A) :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_{32}	2,8793	ΔH_{33}	0,6677
		Q_{loss}	0,1440
		Q	2,0677
Total	2,8793	Total	2,8793

c. **Mengitung panas yang hilang (Q loss)**

Neraca panas : $\Delta H_{in} = \Delta H_{out} + Q\ loss + Q$

Dimana : Q loss = 5 % panas masuk

$Q = \Delta H_{in} - Q\ loss - \Delta H_{out}$

$Q = \Delta H_{in} - 0.05\ \Delta H_{in} - \Delta H_{out}$

$Q = 2.0677$ Kkal/jam

d. **Panas yang hilang (Q loss)**

Q loss= 5 % panas yang masuk

Q loss = 0,1440 Kkal/jam

e. **Mengitung kebutuhan air pendingin**

T air masuk = 25 °C

T air keluar = 45 °C

ΔT = 20 °C

$Q = m.Cp.\Delta T$

$$m = \frac{Q}{Cp.\Delta T}$$

Pada suhu 20 °C diperoleh :

Cp air = 1 Kkal/kg.°C

(Donald Q. Kern, Process Heat Transfer, hal. 804)

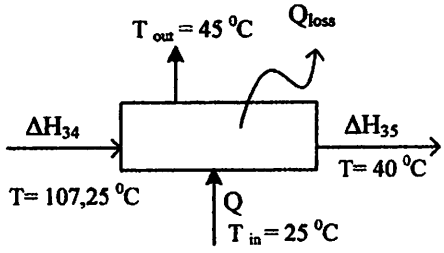
$$m = \frac{2.0677}{1.2 \times 20} = 0.1034\ kg/jam$$

Jadi kebutuhan air pendingin adalah 0,1034 kg/jam.

Neraca Panas di Cooler-03 (E-155A) :

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_{in}	2.8705	ΔH_{out}	0.6677
		Q_{loss}	0.1440
		Q	2.0677
Total	2.8705	Total	2.8705

13. Cooler-04 (E-155B)



Neraca panas :

$\Delta H_{34} = \Delta H_{35} + Q_{loss} + Q$

Keterangan :

ΔH_{34} : panas masuk dari bottom KD-03 (kkal/jam)

ΔH_{35} : panas keluar menuju tangki produk toluene (kkal/jam)

Q : panas yang diserap air pendingin (kkal/jam)

Q_{loss} : panas yang hilang (kkal/jam)

Dengan rumus : $\Delta H = m \times Cp \times \Delta T$

a. Menghitung panas yang dibawa masuk menuju cooler (ΔH_{34})

Suhu bahan masuk = 99,45 °C = 372,60 K

$\Delta H_{32} = \Delta H_{23} =$ 3,4894 Kkal/jam

b. Menghitung panas bahan keluar ke cooler (ΔH_{35})

Suhu bahan keluar = 40 °C = 313,15 K

Komponen	massa (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_{33} (Kkal/jam)
C_6H_6	0,6027	0,0198	15	0,1791
C_7H_8	0,7279	0,0254	15	0,2778
C_8H_{10}	0,3119	0,0306	15	0,1432
C_8H_8	0,0911	0,0293	15	0,0400
H_2O	1,66E-07	0,0081	15	2,02E-08
			Total	0,6400

				0,0400
H_2O	1,99E-03	0,0081	12	3,03E-08
C_2H_4	0,0011	0,0363	12	0,0400
C_3H_{12}	0,1115	0,0308	12	0,1435
C_4H_8	0,1536	0,0521	12	0,1128
C_5H_{12}	0,0051	0,0102	12	0,1561
Komponen	massa (kg/jam)	C_p (kkal/kg°C)	T (K)	ΔH^{12} (kkal/jam)

Suhu rata-rata keluar = 40 °C = 313,15 K

b. Kebutuhan panas untuk kondensasi ke cooler (ΔH^{12})

$\Delta H^{12} = \Delta H^{23} = 3,4584$ kkal/jam

Suhu rata-rata masuk = 92,99 °C = 365,99 K

c. Kebutuhan panas untuk dipanas masuk menuju cooler (ΔH^{34})

Dengan rumus : $\Delta H = m \times C_p \times \Delta T$

Q^{uap} : panas yang diperlukan (kkal/jam)

Q : panas yang diserap air pendingin (kkal/jam)

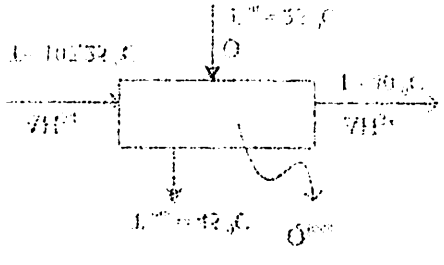
ΔH^{34} : panas masuk dari pompa KD-03 (kkal/jam)

ΔH^{23} : panas keluar menuju tangki produk sementara (kkal/jam)

Kesetimbangan :

$\Delta H^{34} = \Delta H^{23} + Q^{uap} + Q$

Neraca panas :



12. Cooler-04 (E-129B)

c. Menghitung panas yang hilang (Q loss)

Neraca panas : $\Delta H_{34} = \Delta H_{35} + Q\ loss + Q$

Dimana : Q loss = 5 % panas masuk

$Q = \Delta H_{34} - Q\ loss - \Delta H_{335}$

$Q = \Delta H_{34} - 0{,}05\ \Delta H_{34} - \Delta H_{35}$

Q = 2,6749 Kkal/jam

d. Panas yang hilang (Q loss)

Q loss= 5 % panas yang masuk

Q loss = 0,1745 Kkal/jam

e. Menghitung kebutuhan air pendingin

T air masuk = 25 °C

T air keluar = 45 °C

$\Delta T = 20$ °C

$Q = m.Cp.\Delta T$

$$m = \frac{Q}{Cp.\Delta T}$$

Pada suhu 25 °C diperoleh :

Cp air = 1 Kkal/kg.°C

(Donald Q. Kern, *Process Heat Transfer*, hal. 804)

$$m = \frac{2{,}6749}{1{,}2 \times 20} = 0{,}1337 \text{ kg/jam}$$

Jadi kebutuhan air pendingin adalah 0,1337 kg/jam.

Neraca Panas di Cooler-04 (E-155B) :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_{34}	3,4894	ΔH_{35}	0,6400
		Q_{loss}	0,1745
		Q	2,6749
Total	3,4894	Total	3,4894

APPENDIKS C
PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN

1. Storage Ethylbenzene (F-114)

Fungsi : Untuk tempat penyimpanan Ethylbenzene selama 30 hari.

Jumlah : 1 Buah

Type : Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished

Direncanakan: :

- Bahan Konstruk: : Carbon Steel SA-240 grade M type 316
- Allowable stress : 18750
- Tipe pengelasan : Double Welded Butt Joint (E=0,8)
- Faktor korosi : 1/16 in
- Waktu tinggal : 7 Hari
- Fluida mengisi storage 80%

Dasar perencanaan :

- Massa bahan masuk : 3.040,781 kg/jam = 1126222,414 lb/jam
- Densitas bahan : 54,3608 lb/ft^3
- Suhu operasi : 30 °C
- Tekanan operasi : 1 atm

Perhitungan :

A. Menghitung volume tangki

Volume larutan selama waktu tinggal 1 hari

$$V_L = \frac{\text{massa liquid}}{\rho_{liquida}} = \frac{1126222,414}{54,3608} = 20717,5312 \quad ft^3$$

Liquida mengisi tangki sebesar 80% dari volume total

$$V_T = V_L + V_{RK}$$

$$V_T = 20717,5312 + 0,2\ V_T$$

$$V_T = 25896,9141 \quad ft^3$$

B. Menentukan diameter tangki

Asumsi Ls = 1,5 di

$V_T = V_{shell} + V_{dish}$

$V_T = \frac{1}{4} \pi di^2 L + 0,0847\ di^3$

25896,91 = 0,7850 di^2 (1,5 di) + 0,0847 di^3

25896,91 = 1,1775 di^3 + 0,0847 di^3

25896,91 = 1,2622 di^3

di = 27,3762 ft = 328,5145 in = 8,344 m

C. Menentukan tinggi silinder

Ls = 1,5 di

= 1,5 × 27,376

= 41,0643 ft = 12,517 m

= 492,7717 in

D. Menentukan tinggi fluida dalam silinder (hl)

$V_L = \frac{1}{4} \pi di^2 hl$

20717,53 = 588,32 hl

hl = 35,215 ft = 422,5743 in

E. Menentukan tekanan design

$P_{hidrostatis} = \frac{\rho(hl - 1)}{144}$

$= \frac{54,3608 \quad (35,215 - 1)}{144}$

= 12,9162 psia

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

= 14,7 + 12,9162

= 27,6162 psia

= 12,9162 psig

F. Menentukan tebal tangki (ts)

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

$$ts = \frac{12{,}9162 \times 328{,}5145}{2(18750 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 12{,}916)} + 0{,}0625$$

$= 0{,}20$ in $= 3{,}2642 \approx 3/16$ in

Standardisasi do :

do = di + 2 ts

= 328,51 + 2 x 3/16

= 328,9225 in

r = di = 8,344 m = 328,5187

icr = 6% dari *di*

= 0,06 x 8,344

= 0,5007

sf = 1,5 - 2,25 ≈ 2

G. Menentukan harga di baru

di = do - 2 ts

= 329 - 2 x 3/16

= 328,5145 in

Ls = 1,5 x di

= 1,5 x 328,5145

= 492,7717 in

H. Menentukan tebal tutup (tha)

Bentuk tutup atas adalah standard dished head

$$tha = \frac{0{,}885 \times Pi \times r}{2(f.E - 0{,}1.Pi)} + C$$

$$= \frac{0{,}885 \times 12{,}916 \times 0{,}5007}{2 \times (18750 \times 0{,}8 - 0{,}1 \times 12{,}916)} + \frac{1}{16}$$

$= 0{,}0626908$ in $= \frac{1{,}0031}{16} \approx \frac{2}{16}$ in

I. Menentukan tinggi storage

Bentuk tutup atas adalah standard dished head

Ha = 0,169 x di

= 0,169 x 328,5145

= 55,5189 in

H = tinggi silinder + tinggi tutup atas

= 492,8 + 2/16 = 492,8967

Spesifikasi Peralatan :

Fungsi : Untuk tempat penyimpanan Ethylbenzene selama 30 hari

Type : Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished

Bahan konstruksi	:	Carbon Stell SA – 240 grade M type 316				
Volume tangki	:	20717,5312	ft^3	:	586,65833	m3
Diameter dalam	:	328,5145	in	:	8,3443	m
Diameter luar	:	328,9225	in	:	8,3546	m
Tebal silinder	:	3/16	in	:	0,0052	m
Tinggi silinder	:	492,7717	in	:	12,5164	m
Tebal tutup	:	3/16	in	:	0,0052	m
Tinggi tutup	:	55,519	in	:	1,4102	m
Tinggi storage	:	492,8967	in	:	12,5196	m
Jumlah	:	1	buah			

2. Pompa Bahan Baku Ethylbenzene (L-113A)

Fungsi : Memompa ethylbenzene dari storage bahan baku menuju tangki pencampur (M-112)

Jumlah 1 buah

Tipe : *Centrifugal pump*

Dasar perhitungan :

- Densitas campuran (30°C) = 54,3463 lb/ft^3
- Viscositas campuran :

  C_8H_{10} = 0,6812

  H_2O = 0,8991
- Rata-rata = 0,6812 + 0,8991

  = 1,5803 cp = 0,0010618 lb/ft.detik
- Kebutuhan campuran = 30.407,81 kg/jam = 67.037,66 lb/jam
- Debit Alir (Qp) = $\frac{\text{Kebutuhan campuran}}{\text{Densitas campuran}}$

  $= \frac{67.037,66}{54,3463}$

  = 1233,5286 ft^3/jam = 0,3426 ft^3/s
- Diameter Optimum (Di opt) (peter and Timmerhauuss, hal. 525)

  Di opt = $4,7\ (Qp)^{0,49}\ (\rho)^{0,14}$ in

  Di opt = 13,178 in

  dipilih = 10,75 in

  Maka dipilih pipa dengan diamete 8 in

- Standardisasi dari appendik A-5 Geankoplis hal. 812 :

  Pipa dengan D nominal 3 in schedule 40 ;

  OD = 8,0 in = 0,6667 ft

  ID = 8 in = 0,6576 ft

  A = 0,3474 in^2 = 0,0024 ft^2

- Kecepatan linear

  v = Q/A

$v = Q / (1/4 . \pi . ID^2)$

$= 1,0094$

- $Nre = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu}$

$Nre = \frac{0,6576 \times 1,0094 \times 54,3463}{0,0010618}$

$= 33974,392$

Jenis pipa : commercial steel pipe dengan harga $\varepsilon = 0,000046$

- Dari Geankoplis hal 88 di dapatkan factor friction : 0,01123

$\varepsilon / D = 0,000046 / 0,6576 = 0,000070$

Harga Nre 33.974,4 , sehingga aliran merupakan laminer flow

Perencanaan :

Tinggi head = 10 ft

Panjang pipa lurus (L) = 200 ft

- 3 buah elbow 90°, L/D = 35 ft

Diameter dalam = 0,6576 ft

Maka :

Lo1 = 3 x 35 x 0,6576 = 69,0463 ft

- 2 buah gate valve ; L/D = 9

Lo2 = 2 x 9 x 0,6576 = 11,8 ft

Sehingga total panjang pipa

L+Lo = L + (Lo1 + Lo 2)

= 200 + 69,046 + 11,8

= 280,8828 ft

- **Friksi-friksi**
- friksi pada pipa dari fitting (F_1)

$= \frac{2f \cdot v^2 \cdot (L - Lo)}{gc \cdot Di}$

$= \frac{0,02246 \times 1,0189 \times 119,12}{32,2 \times 0,6576}$

= 0,12874

- Friksi karena kontraksi dan perbesaran (F_2)

$$= \frac{kc \cdot v_1^2 \cdot (v_1 - v_2)^2}{2 \cdot L \cdot gc}$$

$$= \frac{0,5 \times 1,0189 \times 1,0189}{2 \times 200 \times 32,2}$$

= 4,0305E-05

- Total Friksi : F = F1 + F2

F = 0,1287445 + 4,0305E-05

= 0,12878 ft.lbf/lbm

- Daya Pompa

W = $\Delta Z\,(g/gc) + \Delta(v^2/2gc) + \Delta P(v) + F$

$$= 25 \frac{32}{32,2} + \frac{1,0189}{64,4} + 1\,(0) + 0,12878$$

= 25,1445

$$P = \frac{Q \cdot W \cdot \rho}{550} (Hp)$$

$$= \frac{0,3426 \times 25,1445 \times 54,3463}{550}$$

= 0,851328

Bila Effisiensi pompa = 70 %(fig 2.10.1 Geankoplis hal 84)

Effisiensi motor = 88 %(fig 2.10.1 Geankoplis hal 84)

Maka : Daya Pompa = 0,5959 Hp

Daya motor = 0,5244 Hp

Jadi digunakan motor dengan daya 1 Hp

3. Tangki Pencampur (M-112)

A. Dasar perancangan

Fungsi : Untuk mencampur EB dari storage (F-114) menuju Reaktor (R-110)

Type : Horizontal vessel

Bahan konstruksi	:	*SA-167 grade 3 type 304*
Stress di ijinkan	:	16000
Tipe pengelasan	:	Double Welded Butt Joint (E = 0,80)
faktor korosi	:	2/16 in
Ditetapkan Ls	:	3Di
waktu tinggal	:	10 menit
kapasitas	:	30.407,81 kg/jam = 67037,657 lb/jam
Suhu Operasi	:	105 °C
Tekanan Operasi	:	1 atm = 14,696 psia
Densitas campuran	:	54,3608 lb/ft^3

B. Menghitung volume tangki

Volume larutan selama waktu tinggal 1 hari

$$V_L = \frac{\text{massa liquid}}{\rho_{liquida}}$$

$$= \frac{67037,657}{54,3608}$$

$$= 1233,1976 \ ft^3 = 34,9249 \ m^3$$

C. Menentukan volume tangki (V_T)

Asumsi : Methacrolein pada storage mengisi 80 % dari volume *storage* total, sehingga volume ruang kosong pada storage sebesar 20 %.

V_T = VRK + VL

V_T = 20 % V_T + 34,9249 m^3

V_T = 43,6561 m^3 = 1541,5 ft^3

D. Menentukan diameter tangki (di)

Perbandingan tinggi silinder (Ls) dengan diameter tangki (di) adalah

Ls/Di = 3

VT = Vsilinder + 2 Vdished

$= (0{,}25 \cdot \pi \cdot Di^2 \cdot Ls) + 2(0{,}0847 \cdot Di^3)$

$1541{,}4970 = 2{,}5244 \quad di^3$

$di^3 = 610{,}6389$

di = 8,4839 ft = 101,8066 in = 2,5859 m

E. Menentukan tinggi liquid dalam silinder (hL)

- $V_{liquid} = \frac{\pi}{4} \cdot di^2 \cdot Ls$

$$34{,}9249 = \frac{3{,}14}{4} \times 71{,}9763 \times Ls$$

Ls = hL = 0,6181 m = 2,03 ft

F. Menentukan tekanan desain

$$P_{hidrostatis} = \frac{\rho(HL - 1)}{144} + P_{operasi}$$

$$= \frac{54{,}3608 \times [2{,}03 - 1]}{144} + 14{,}7$$

$$= 15{,}0881$$

(pers. 3-17 hal. 46 Brownell & Young)

G. Menentukan tebal tangki (t_s)

Jika tekanan yang berpengaruh pada tangki sudah didapat maka tebal silinder dapat dirancang dimana dasar rancangannya adalah sebagai berikut :

Tipe pengelasan	: *Double Welded Butt Joint*
Stress diijinkan (f)	: 16000
Faktor pengelasan (E)	: 0,80
Faktor korosi (C)	: 2/16

pi · di

- $ts = \dfrac{pi \cdot di}{2(f \cdot E - 0{,}6 \cdot pi)} + C$ (Brownell and Young, 1959)

$$= \frac{15{,}088 \times 101{,}8066}{2 \times 12650 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 15{,}088} + \frac{2}{16}$$

$$ts = 0{,}1384 + \frac{2}{16} = 0{,}2634 = \frac{3}{16}$$

- Standardisasi do :

Do = di + (2 × ts)

$$Do = 101{,}81 + 2 \times \frac{3}{16}$$

Do = 102,1816 in

Berdasarkan brownell and Young, tabel 5-7, hlm.90 diperoleh :

do = 108 in = 1296 ft = 2,7432

di = do - 2 ts

di = 108 - 0,3750

di_{baru} = 107,6250 in = 8,9688 ft

Cek hubungan Ls dengan di :

V_{total} = Vtutup bawah + Vtutup bawah + Vsilinder

$1541{,}5\ ft^3 = 0{,}0847\ di^3 + 0{,}0847 \cdot di^3 + \frac{\pi}{4} \cdot di^2 \cdot Ls$

$1541{,}5\ ft^3 = 122{,}21 + 63{,}144\ Ls$

1419,3 ft = 63,144 Ls

= 22,477 ft > 3 (memenuhi)

= 269,7229 in = 6,851 m

H. Menentukan tebal tutup atas dan bawah (th)

Bentuk tutup atas dan bawah adalah standard dished head, sehingga tha = thb

syarat r = di = 107,6250 in

$$tha = \frac{0{,}885 \cdot pi \cdot r}{(f \cdot E - 0{,}1 \cdot pi)} + C$$

$$tha = \frac{0{,}855 \times 15{,}0881 \times 107{,}6250}{16000 \times 0{,}8 - 0{,}1 \times 15{,}0881} + \frac{2}{16}$$

$= 0{,}2670$ in $= 0{,}0068$ m

$= 3/16$ in

I. Menentukan tinggi tutup atas dan bawah (h)

Bentuk tutup atas dan bawah adalah standard dished head, sehingg ha = hb

Dari *Brownell and Young, fig.5-8, hlm.87* diperoleh :

$a = \frac{di}{2}$

$b = r - \sqrt{(BC^2 - AB^2)}$

AB = di/2 – icr

BC = r – icr

$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$

h = th + b + sf

Dimana:

di = diameter dalam mixer = 108 in

ts = tebal silinder = 3/16 in = 0,0048 m

th = tebal tutup = 3/16 in = 0,0048

Rc = crown radius = di = 107,6250 in

icr = knuckle radius = 0,06.r = 0,0369 in

$a = \frac{108}{2} = 54$ in

AB = 53,9631 in

BC = 107,5881 in

AC = 93,0762 in

b = 14,5488 in

Dari *Brownell and Young, tabel 5-6, hlm.88*, ts = 3/16 in diperoleh harga

sf = 1,5 in, maka :

h = 16,2363 in = 0,4124 m

J. Menentukan panjang tangki pencampur

$H = h_a + h_b + Ls$

H = 16,236 + 16,236 + 269,7229

H = 302,1954 in = 7,6757636 m

K. Spesifikasi tangki pencampur

Tipe	:	Horizontal drum dengan tutup standard dished
Bahan kostruksi	:	*SA-167 grade 3 type 304*
Kapasitas	:	30.407,81 kg/jam = 67037,657 lb/jam
Volume tangki (V_T)	:	43,6561 m^3
Diameter dalam (D_i)	:	2,5859 m
Diameter luar (D_o)	:	2,7432 m
Tebal silinder (ts)	:	0,0048 m
Tinggi silinder (Ls)	:	6,8510 m
Tebal tutup atas (t_{ha})	:	0,0068 m
Tebal tutup atas (t_{hb})	:	0,0068 m
Tinggi tutup atas (h_a)	:	0,4124 m
Tinggi tutup bawah h_b)	:	0,4124 m
Jumlah	:	1 buah

4. Pompa Bahan Baku Ethylbenzene (L-113B)

Fungsi : Memompa bahan baku dari Mixer (M-112) menuju Reaktor(R-110)

Jumlah 1 buah

Tipe : *Centrifugal pump*

Dasar perhitungan :

- Densitas campuran (30°C) = 54,3445 lb/ft^3
- Viscositas campuran :

C_6H_6	=	0,5391	C_8H_8	=	0,4567
C_7H_8	=	0,5213	H_2O	=	0,8991
C_8H_{10}	=	0,6812			

- Rata-rata = 0,5391 + 0,5213 + 0,6812 + 0,4567 + 0,8991

  = 0,6195 cp = 0,0004162 lb/ft.detik
- Kebutuhan campuran = 30.666,743 kg/jam = 67.608,514 lb/jam
- Debit Alir (Qp) = $\frac{\text{Kebutuhan campuran}}{\text{Densitas campuran}}$

  $= \frac{67.608,51}{54,3445}$

  = 1244,0737 ft^3/jam = 0,3456 ft^3/s
- Diameter Optimum (Di opt) (peter and Timmerhauuss, hal. 525)

  Di opt = $4,7\ (Qp)^{0,49}\ (\rho)^{0,14}$ in

  Di opt = 13,249 in

  dipilih = 4 in

  Maka dipilih pipa dengandiamete: 4 in

- Dari Geankoplis App. A-5 tabel 11 hal. 892 didapatkan :

  Pipa dengan D nominal 4 in schedule 40 ;

OD	=	4	in	=	0,3333	ft
ID	=	4,026	in	=	0,3355	ft
A	=	12,73	in^2	=	0,0884	ft^2

- kecepatan linear

  v = Q/A

  v = $Q / (1/4 . \pi . ID^2)$

  = 3,9110

- Nre = $\frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu}$

  Nre = $\frac{0,3355 \times 3,9110 \times 54,3445}{0,0004162}$

  = 171318,7 (Turbulen)

  Jenis pipa : commercial steel pipe dengan harga ε = 0,000046

- Dari kern fig 3.11 hal 53 didptkan factor friction = 0,0068

  ε / D = 0,000046 / 0,3355 = 0,000137

  Harga Nre 171.318,70 , sehingga aliran merupakan turbulen flow

  Perencanaan :

  Tinggi head = 10 ft

  Panjang pipa lurus (L) = 250 ft

- 3 buah elbow 90°, L/D = 35 ft

  Diameter dalam = 0,3355 ft

  Maka :

  Lo1 = 3 x 35 x 0,3355 = 35,2275 ft

- 2 buah gate valve ; L/D = 9

  Lo2 = 2 x 9 x 0,3355 = 6,0 ft

  Sehingga total panjang pipa

  L+Lo = L + (Lo1 + Lo 2)

  = 250 + 35,23 + 6,0390

  = 291,2665 ft

- **Friksi-friksi**
- friksi pada pipa dari fitting (F_1)

  = $\frac{2f \cdot v^2 \cdot (L - Lo)}{gc \cdot Di}$

  = $\frac{0,0136 \times 15,296 \times 208,73}{32,2 \times 0,3355}$ = 4,0193932

- Friksi karena kontraksi dan perbesaran (F2)

$$= \frac{kc \cdot v_1^2 \cdot (v_1 - v_2)^2}{2 \cdot L \cdot gc}$$

$$= \frac{0,5 \times 15,296 \times 15,296}{2 \times 250 \times 32,2}$$

$$= 7,2661E\text{-}03$$

- Total Friksi : F = F1 + F2

F = 4,0193932 + 7,2661E-03

= 4,02666 ft.lbf/lbm

- Daya Pompa

$$W = \Delta Z\,(g/gc) + \Delta(v^2/2gc) + \Delta P(v) + F$$

$$= 25\,\frac{32}{32,2} + \frac{15,296}{64,4} + 1\,(0) + 4,02666$$

$$= 29,2627$$

$$P = \frac{Q \cdot W \cdot \rho}{550}\,(Hp)$$

$$= \frac{0,3456 \times 29,2627 \times 54,3445}{550}$$

$$= 0,999196$$

Bila Effisiensi pompa = 75 %(fig 2.10.1 Geankoplis hal 84)

Effisiensi motor = 88 %(fig 2.10.1 Geankoplis hal 84)

Maka : Daya Pompa = 0,7494 Hp

Daya motor = 0,6595 Hp

Jadi digunakan motor dengan daya 1 Hp

5. FURNACE (Q-111)

Fungsi : Melewatkan steam dan dialirkan menuju reaktor

Type : thermal fluid

Dasar perancangan :

Rate bahan masu = 4.089,8336 kg/jam

= 9.016,5290 lb/jam

Panas fuel oil keluar = 490.402,6733 kkal/jam

= 1.944.807,556 Btu/jam

Menghitung ΔT :

t_1 = 25 °C = 77 °F

t_2 = 200 °C = 392 °F

T_1 = 25 °C = 77 °F

T_2 = 650 °C = 1202 °F

$\Delta t_1 = T_2 - t_1$ = 1202 - 77 = 1125 °F

$\Delta t_2 = t_2 - T_1$ = 392 - 77 = 315 °F

Maka :

$$\Delta t = \frac{\Delta t_1 . \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{1125 - 315}{\ln \frac{1125}{315}} = 636,31 \text{ °F}$$

A. Menghitung jumlah pipa dalam furnace

$$A = \frac{Q}{60 \times \Delta t} = \frac{1.944.807,556}{60 \times 636,31} = 50,9398 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''}$$

Pipa yang digunakan mempunyai ukuran 10 in sch 40

Dari Kern tabel 11, hal. 844 diperoleh :

a" = 2,814 ft^2/ft

di = 10,02 in

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{50,939779}{2,814} = 18,1023 \text{ ft}$$

Asumsi : panjang pip = 40 in

$$Nt = \frac{50,9398}{(40/12)} = 15,282 = 78 \text{ buah}$$

B. Menghitung volume pipa

Volume pipa = Nt x (π/4) x di^2 x l

= 78 x ((π/4) x $10,02^2$ x 40

= 245.900,6597 in^3

Volume ruang koson = 10% x Volume pipa

= 24.590,0660 in^3

C. Menghitung dimensi furnace

Volume furnace = jumlah pipa x volume pipa

= 78 x 245.900,6597

= 19.180.251,46 in^3

Volume furnace = panjang x lebar x tinggi

Diketahui :

Panjang furnace = panjang pipa = 40 in

Lebar furnace diasumsikan = 36 in

$$\text{Tinggi furnace} = \frac{\text{Volume furnace}}{\text{panjang furnace x lebar furnace}}$$

$$= \frac{19.180.251,455}{40 \times 36} = 13.319,619 \text{ in}$$

Spesifikasi furnace :

Fungsi	:	memanaskan bahan sebelum masuk reaktor			
Type	:	thermal liquid			
Bahan konstruks	:	batu tahan api			
Kapasitas	:	4.089,8336	kg/jam	=	9016,4 lb/jam
Jumlah pipa luru	:	78	buah		
Volume pipa	:	245.900,6597	in^3	=	4,0296 m^3
Ukuran pipa	:	10	in	=	0,254 m
Panjang pipa	:	40	in	=	1,016 m
Volume furnace	:	19.180.251,455	in^3	=	314,31 m^3
Panjang furnace	:	40	in	=	1,016 m
Lebar furnace	:	36	in	=	0,9144 m
Tinggi furnace	:	13.319,619	in	=	338,32 m

6. Reaktor Multitubular (R-110)

Oleh : (Renny Teteki Wanadrininrum 05.14.020)

Nama alat : Reaktor.

Kode : R - 110.

Fungsi Tempat berlangsungnya reaksi dehidrogenasi Ethylbenzene menjadi Stirena dan hidrogen dengan antuan katalis iron oxide.

Jenis : Multi Tubular Reaktor.

Kondisi operasi:

Tekanan : 1,3 atm

Temperatur : 600 °C

Spesifikasi Reaktor Multitube

A. Ukuran bagian silinder.

- Diameter luar = 114 in = 2,896 m
- Diameter dalam = 113,625 in = 2,886 m
- Tebal shell = 3/16 in

Tebal tutup = 5/16 in

Tinggi = 190,95 in = 4,8489 m

Bahan konstruksi = High Alloy SA 240 Grade M tipe 316.

B. Ukuran tube

- Diameter luar = 5,568 in
- Diameter dalam = 5,047 in
- Pt = 6,96 in
- Nt = 480

C. Ukuran bagian tutup atas dan bawah

- Crown radius = .5/16 in

Tinggi = 23,473 in

Tebal = 5/16 in

D. Nozzle

- Ukuran pipa pemasukan umpan steam = 12 in Sch. 30.
- Ukuran pipa pemasukan umpan freesh fed = 8 in Sch. 40.
- Ukuran pipa pemasukan umpan udara = 8 in Sch. 40.
- Ukuran pipa produk keluar = 6 in Sch. 40.
- Ukuran pipa PC dan TC = 1 in

6. Reaktor Multitubular (R-110)

Fungsi : (Konversi Tetralin Menjadi Naftalena 95,1-1,83%)

Nama alat : Reaktor.

Kode : R - 110.

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi dehidrogenasi Tetralinnya menjadi Naftalena dan Hidrogen dengan katalis Kalsit Iron oxide.

Jenis : Multi Tubular Reaktor.

Kondisi operasi:

Tekanan : 1,5 atm

Temperature : 600 °C

Spesifikasi Reaktor Multitube

A. Ukuran bagian silinder.

- Diameter luar = 144 in = 3,890 m
- Diameter dalam = 143,625 in = 3,884 m
- Tebal shell = 3/16 in
- Tebal tutup = 3/16 in
- Tinggi = 190,95 in = 4,8489 m
- Bahan konstruksi = High Alloy SA 240 Grade M tipe 316.

B. Ukuran tube

- Diameter luar = 3,500 in
- Diameter dalam = 3,447 in
- Pt = 6,25 in
- Nt = 150

C. Ukuran bagian atap atas dan bawah

- Crown radius = 3/16 in
- Tinggi = 23,475 in
- Tebal = 3/16 in

D. Nozzle

- Ukuran pipa pemasukan umpan masuk = 12 in Sch. 30.
- Ukuran pipa pemasukan umpan keluar = 8 in Sch. 40.
- Ukuran pipa pemasukan umpan udara = 8 in Sch. 40.
- Ukuran pipa produk keluar = 6 in Sch. 40.
- Ukuran pipa PC dan TC = 1 in

7. Waste Heat Boiler (E-124A)

Fungsi : mendinginkan bahan baku yang keluar dari reaktor (R-110)

Jumlah : 1 buah

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Direncanakan :

- Pipa ukuran 3/4 in , 16 BWG
- Susunan square pitch
- Pt = 1 in
- Rd = 0,0035 jam.ft^2.^{0}F/Btu
- ΔP air = 10 psi
- ΔP uap = 2 psi

Perhitungan :

1. Neraca massa dan panas

Dari APP B diketahui panas pada WHB I :

Q = 28.432,9606 kkal/jam

Q = 112.831,086 Btu/jam

Dari App A diketahui massa (M) keluar Reaktor :

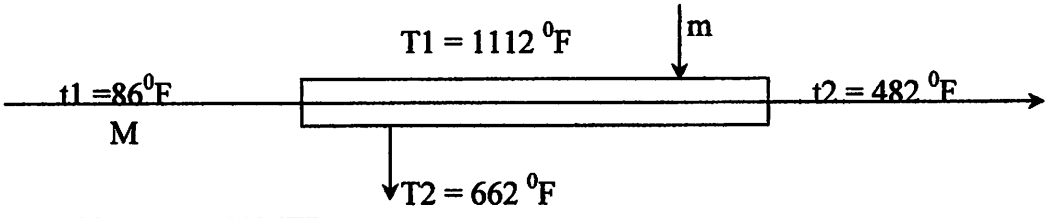
M = 32.795,4073 kg/jam

M = 72.301,4108 lb/jam

Dari APP B di ketahui kebutuhan air pendingin :

m = 107,7006 kg/jam

m = 237,4389 lb/jam



2. Perhitungan ΔTLMTD

t_1 (air pendingin) masuk = 30 °C = 86 °F

t_2 (air pendingin) keluar = 250 °C = 482 °F

T_1 (gas hasil atas MD1) masuk = 600 °C = 1112 °F

T_2 (gas hasil atas MD1) keluar = 350 °C = 662 °F

Δt_1 = 1112 - 482 = 630 °F

Δt_2 = 662 - 86 = 576 °F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{Ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)} = \frac{(630 - 576)}{\ln\left[\frac{630}{576}\right]}$$

= 602,60 °F

3. Suhu kaloric

$Tc = ½ (T_1 + T_2) =$ 887 °F

$tc = ½ (t_1 + t_2) =$ 603 °F

4. Menghitung U_D

Untuk cooler dengan pendingin air nilai Ud = 40 - 160

Trial U_D = 60 BTU/jam.ft2.0F

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{1.128.310,86}{40 \times 602,60} = 46,81035748 \text{ ft}^2$$

$$Nt = \frac{A}{a'' \times l} = \frac{46,8104}{0,1963 \times 12} = 19,8719$$

Dari Kern tabel 9 hal 842 susunan square pitch didapatkan :

$\frac{3}{4}$ in OD, 16 BWG, P_T = 1 in, susunan didapatkan Nt standart = 80 buah

n = 4, IDs = 15,25 in.

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Nt \times U_D}{Nt \text{ standart}} = \frac{20 \times 60}{80}$$

= 14,9040 Btu/jam.ft2.oF

U_D koreksi < U_D trial, maka U_D memenuhi

Kesimpulan sementara rancangan HE ;

1. Bagian shell : type H.E 2-4, IDs = 15,25 in, n' =2, B =IDs,de = 0,95
2. Bagian tube : di = 0,620 in, do = ¾ in, n = 4, P_T = 1, L = 12

a' = 0,302, a" = 0,1963, c' = 0,25, Nt = 80 buah

Evaluasi perpindahan panas

Shell (bahan)	Tube (air)
5. $a_s = \frac{IDS \times C' \times B}{n' \times Pt \times 144}$	5. $a_t = \frac{a' \times Nt}{n \times 144}$
$a_s = \frac{15,25 \times 0,25 \times 15,25}{2 \times 1 \times 144}$	$a_t = \frac{0,302 \times 80}{4 \times 144}$
$a_s =$ 0,2019 ft^2	$a_t =$ 0,0419 ft^2
$G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{72.301,4108}{0,2019}$	$Gt = \frac{m}{a_t} = \frac{237,44}{0,0419}$
= 358.145,554	= 5.660,795
pada Tc = 887 ^0F	pada tc = 603 ^0F
didapat	didapat
μ = 0,1320 cp *(Yaws,Chem.Eng)*	μ = 1,05 cp *(kern, 822*
$Nre = \frac{de \times Gs}{\mu \times 2,42}$	$Nre = \frac{di \times Gt}{\mu \times 2,42}$
$= \frac{0,95 \times 358.145,55}{0,1320 \times 2,42}$	$= \frac{0,62 \times 5.661}{1,05 \times 2,42}$
= 1.065.108,55	= 1.381,2252
6. -	6. -
7. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas (ho)	7. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas (hi)
Trial ho antara 150-300 Btu/j.ft^2.^{o}F	$v = \frac{Gt}{3600 \cdot \rho}$
Trial = 300	$v = \frac{5.660,795}{3600 \times 62,5}$
$tw = tc + \frac{ho}{ho + hio}(Tc - tc)$	v = 0,02516 ft/s
tw = 675,945	hi dicari pada gambar 25 hal 835
tf = (Tc + tw)/2 = 781,47	Kern, dan di lakukan koreksi
$G'' = \frac{M}{l \cdot Nt^{2/3}}$	

$= \frac{32.795,4073}{12 \times 18,5664}$ $= 147,1991$ μf = 0,0440 *(Yaws, Chem. Eng)* kf = 0,1860 Btu/j.ft^2.°F/ft *(Yaws, Chem. Eng)* sf = 0,98 *(tabel 6 kern)* ho = 340 (memenuhi)	$hio = hi\left(\frac{di}{do}\right)$ $hio = 1050 \times \frac{0,62}{0,75}$ $= 868,00$

8. $Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$

$$Uc = \frac{868,0 \times 340}{868,0 + 340}$$

$$= 244,3046$$

9. Mencari faktor kekotoran pipa terpakai (Rd)

$$Rd = \frac{Uc - U_D}{Uc \times U_D}$$

$$R\,d = \frac{244,3046 - 14,9040}{244,3046 \times 14,9040}$$

$$= 0,06300 > 0,0035$$

Rd > Rd ketetapan (memenuhi)

Evaluasi ΔP

Shell	Tube
1. Nre = 1.065.108,552 Dari *Kern, fig 29 hal 839*: f = 0,0016	1. Nre = 1.381,2252 Dari *Kern, fig 26 hal 836* : f = 0
2. $\rho = \frac{144 \times P \times BM}{1545 \times (460 + T)}$	2. $\Delta P_L = \frac{f.Gt^2.n.l}{(5,2.10^{10}).di.Sg.\phi t}$

P = 3 atm = 44,088 psi	ΔP = 0,000007 psi
BM = 372,09	
ρ = 1,1351	Dari *Kern, fig 27* $\frac{V^2}{2gc}$ = 0,01
Sg uap = $\frac{\rho}{62,5}$	$\Delta Pn = \frac{4n}{s_g}\left[\frac{V^2}{2\,gc} \times \frac{\rho}{144}\right]$
= $\frac{1,1351}{6,25}$	ΔPn = 0,0672 psi
= 0,18162	$\Delta Pt = \Delta Pn + \Delta P1$
$\Delta Ps = \frac{1}{2} \times \frac{f.Gs^2.IDS.(N+1)}{(5,2.10^{10}).de.Sg.\phi s}$	= 0,06723 + 6,7E-06
	= 0,0672
= 0,46989 < 2 psi	= 0,0672 < 10 psi

Spesifikasi peralatan :

Fungsi : Untuk mendinginkan dan mengembunkan hasil atas destilasi.

Tipe : shell and tube heat exchanger

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 Grade B

Dimensi :

IDS	=	15,25	in
OD	=	¾	in
L	=	12	ft
Nt	=	80	buah
Jumlah	=	1	buah

8. Waste Heat Boiler (E-124B)

Fungsi : mendinginkan ethylbenzene yang keluar dari WHB II (E-124A)

Jumlah : 1 buah

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Direncanakan :

- Pipa ukuran 3/4 in , 16 BWG
- Susunan square pitch
- Pt = 1 in
- Rd = 0,0035 jam.ft^2.^{0}F/Btu
- ΔP air = 10 psi
- ΔP uap = 2 psi

Perhitungan :

1. Neraca massa dan panas

Dari APP B diketahui panas pada Cooler :

Q = 25.904,8985 kkal/jam

Q = 102.798,927 Btu/jam

Dari App A diketahui massa (M) masuk Cooler :

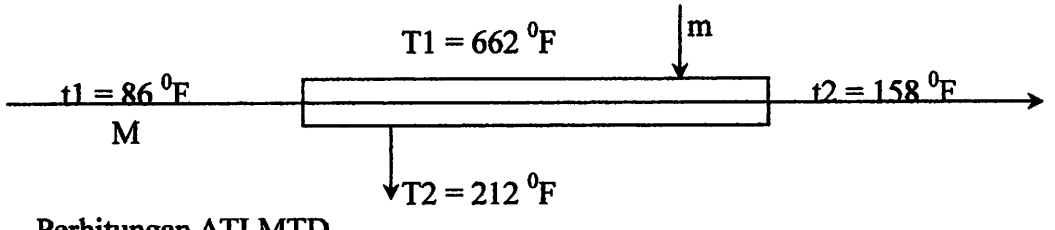
M = 32.795,4073 kg/jam

M = 72.301,4108 lb/jam

Dari APP B di ketahui kebutuhan air pendingin :

m = 179,8951 kg/jam

m = 396,6004 lb/jam



2. Perhitungan ΔTLMTD

t_1 (air pendingin) masuk = 30 °C = 86 °F

t_2 (air pendingin) keluar = 70 °C = 158 °F

T_1 (gas hasil atas MD1) masuk = 350 °C = 662 °F

T_2 (gas hasil atas MD1) keluar = 100 °C = 212 °F

Δt_1 = 662 - 158 = 504 °F

Δt_2 = 212 - 86 = 126 °F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{Ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)} = \frac{(504 - 126)}{\ln\left[\frac{504}{126}\right]}$$

= 272,67 °F

3. Suhu kaloric

$Tc = ½ (T_1 + T_2) =$ 437 °F

$tc = ½ (t_1 + t_2) =$ 315 °F

4. Menghitung U_D

Untuk cooler dengan pendingin air nilai Ud = 40 - 160

Trial U_D = 70 BTU/jam.ft2.0F

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{1.027.989,27}{70 \times 272,67} = 53,85849307 \quad ft^2$$

$$Nt = \frac{A}{a'' \times l} = \frac{53,8585}{0,1963 \times 12} = 22,8640$$

Dari Kern tabel 9 hal 842 susunan square pitch didapatkan :

$\frac{3}{4}$ in OD, 16 BWG, P_T = 1 in, susunan didapatkan Nt standart = 23 buah

n = 4, IDs = 15,25 in.

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Nt \times U_D}{Nt \text{ standart}} = \frac{22,86 \times 70}{23}$$

= 69,5862 Btu/jam.ft2.oF

U_D koreksi < U_D trial, maka U_D memenuhi

Kesimpulan sementara rancangan HE ;

1. Bagian shell : type H.E 2-4, IDs = 15,25 in, n' =2, B =IDs,de = 0,95
2. Bagian tube : di = 0,620 in, do = ¾ in, n = 4, P_T = 1, L = 12

a' = 0,302, a" = 0,1963, c' = 0,25, Nt = 23 buah

Evaluasi perpindahan panas

Shell (bahan)	Tube (air)
5. $a_s = \frac{IDS \times C' \times B}{n' \times Pt \times 144}$	5. $a_t = \frac{a' \times Nt}{n \times 144}$
$a_s = \frac{15,25 \times 0,25 \times 15,25}{2 \times 1 \times 144}$	$a_t = \frac{0,302 \times 23}{4 \times 144}$
$a_s =$ 0,2019 ft^2	$a_t =$ 0,0121 ft^2
$G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{72.301,4108}{0,2019}$	$Gt = \frac{m}{a_t} = \frac{396,60}{0,0121}$
= 358.145,554	= 32.888,256
pada Tc = 437 ^0F	pada tc = 315 ^0F
didapat	didapat
μ = 0,1860 cp *(Yaws,Chem.Eng)*	μ = 1,05 cp *(kern, 822*
$Nre = \frac{de \times Gs}{\mu \times 2,42}$	$Nre = \frac{di \times Gt}{\mu \times 2,42}$
$= \frac{0,95 \times 358.145,55}{0,1860 \times 2,42}$	$= \frac{0,62 \times 32.88}{1,05 \times 2,42}$
= 755.883,49	= 8.024,6828
6. -	6. -
7. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas (ho)	7. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas (hi)
Trial ho antara 150-300 Btu/j.ft^2.^{o}F	$v = \frac{Gt}{3600 \cdot \rho}$
Trial = 300	$v = \frac{32.888,256}{3600 \times 62,5}$
$tw = tc + \frac{ho}{ho + hio}(Tc - tc)$	v = 0,14617 ft/s
tw = 346,336	hi dicari pada gambar 25 hal 835
tf = (Tc + tw)/2 = 391,67	Kern, dan di lakukan koreksi
$G'' = \frac{M}{1 \cdot Nt^{2/3}}$	

$= \frac{32.795,4073}{12 \times 8,08758}$ $= 337,9195$ μf = 0,0000 *(Yaws, Chem. Eng)* kf = 0,0000 Btu/j.ft^2.°F/ft *(Yaws, Chem. Eng)* sf = 0,98 *(tabel 6 kern)* ho = 340 (memenuhi)	$hio = hi\left(\frac{di}{do}\right)$ $hio = 1050 \times \frac{0,62}{0,75}$ $= 868,00$

8. $Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$

$$Uc = \frac{868,0 \times 340}{868,0 + 340}$$

$$= 244,3046$$

9. Mencari faktor kekotoran pipa terpakai (Rd)

$$Rd = \frac{Uc - U_D}{Uc \times U_D}$$

$$Rd = \frac{244,3046 - 69,5862}{244,3046 \times 69,5862}$$

$$= 0,01028 > 0,0035$$

Rd > Rd ketetapan (memenuhi)

Evaluasi ΔP

Shell	Tube
1. Nre = 755.883,4885 Dari *Kern, fig 29 hal 839* : f = 0,0016	1. Nre = 8.024,6828 Dari *Kern, fig 26 hal 836* : f = 0,00014
2. $\rho = \frac{144 \times P \times BM}{1545 \times (460 + T)}$	2. $\Delta P_L = \frac{f.Gt^2.n.l}{(5,2.10^{10}).di.Sg.\phi t}$

P = 3 atm = 44 psi	ΔP = 0,0002 psi
BM = 372,09	
ρ = 1,7046	Dari *Kern, fig 27* $\frac{V^2}{2gc}$ = 0,01
Sg uap = $\frac{\rho}{62,5}$	$\Delta Pn = \frac{4n}{s_g}\left[\frac{V^2}{2\,gc} \times \frac{\rho}{144}\right]$
= $\frac{1,7046}{6,25}$	ΔPn = 0,0672 psi
= 0,2727	ΔPt = $\Delta Pn + \Delta P1$
$\Delta Ps = \frac{1}{2} \times \frac{f.Gs^2.IDS.(N+1)}{(5,2.10^{10}).de.Sg.\phi s}$	= 0,06723 + 0,0002
	= 0,0675
= 0,31291 < 2 psi	= 0,0675 < 10 psi

Spesifikasi peralatan :

Fungsi : Untuk mendinginkan dan mengembunkan hasil atas destilasi.

Tipe : shell and tube heat exchanger

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 Grade B

Dimensi :

IDS	=	15,25	in
OD	=	¾	in
L	=	12	ft
Nt	=	23	buah
Jumlah	=	1	buah

9. Cooler (E-123)

Fungsi : mendinginkan hasil dari Waste Heat Boiler II (E-124B)

Jumlah : 1 buah

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Direncanakan :

- Pipa ukuran 3/4 in , 16 BWG
- Susunan square pitch
- Pt = 1 in
- Rd = 0,0035 jam.ft^2.^{0}F/Btu
- ΔP air = 10 psi
- ΔP uap = 2 psi

Perhitungan :

1. Neraca massa dan panas

Dari APP B diketahui panas pada kondensor :

Q = 493.662,0985 kkal/jam

Q = 1.959.009,1786 Btu/jam

Dari App A diketahui massa (M) masuk kondensor :

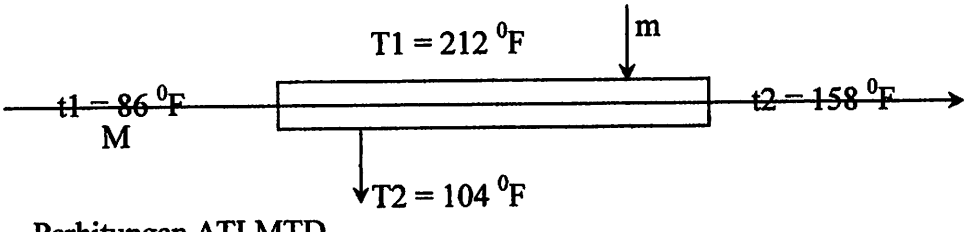
M = 27.508,5158 kg/jam

M = 60.645,8241 lb/jam

Dari APP B di ketahui kebutuhan air pendingin :

m = 102,85 kg/jam

m = 226,74 lb/jam



2. Perhitungan ΔTLMTD

t_1 (air pendingin) masuk = 30 °C = 86 °F

t_2 (air pendingin) keluar = 70 °C = 158 °F

T_1 (bahan masuk cooler) = 100 °C = 212 °F

T_2 (bahan keluar cooler) = 40 °C = 104 °F

Δt_1 = 212 - 158 = 54 °F

Δt_2 = 104 - 86 = 18 °F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{Ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)} = \frac{(54 - 18)}{\ln\left[\frac{54}{18}\right]}$$

= 32,77 °F

3. Suhu kaloric

$Tc = ½ (T_1 + T_2)$ = 158 °F

$tc = ½ (t_1 + t_2)$ = 36 °F

4. Menghitung U_D

Untuk cooler dengan pendingin air nilai Ud = 75 - 150

Trial U_D = 110 BTU/jam.ft2.0F

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{1.959.009,18}{110 \times 32,77} = 543,4827165 \ ft^2$$

$$Nt = \frac{A}{a'' \times l} = \frac{543,4827}{0,1963 \times 12} = 230,7194$$

Dari Kern tabel 9 hal 842 susunan square pitch didapatkan :

$\frac{3}{4}$ in OD, 16 BWG, P_T = 1 in, susunan didapatkan Nt standart = 231 buah

n = 2, IDs = 17,25 in.

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Nt \times U_D}{Nt \text{ standart}} = \frac{230,72 \times 110}{231}$$

= 109,8664 Btu/jam.ft2.oF

U_D koreksi < U_D trial, maka U_D memenuhi

Kesimpulan sementara rancangan HE ;

1. Bagian shell : type H.E 1-2, IDs = 17,25 in, n' = 1, B = 9,de = 0,95
2. Bagian tube : di = 0,620 in, do = ¾ in, n = 2, P_T = 1, L = 12

a' = 0,302, a" = 0,1963, c' = 0,25, Nt = 231 buah

Evaluasi perpindahan panas

Shell (bahan)	Tube (air)
5. $a_s = \frac{IDS \times C' \times B}{n' \times Pt \times 144}$	5. $a_t = \frac{a' \times Nt}{n \times 144}$
$a_s = \frac{15 \times 0,25 \times 8}{2 \times 1 \times 144}$	$a_t = \frac{0,302 \times 231}{4 \times 144}$
$a_s = 0,1059$ ft^2	$a_t = 0,1211$ ft^2
$G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{60.645,8241}{0,1059}$	$Gt = \frac{m}{a_t} = \frac{226,74}{0,1211}$
= 572.655,651	= 1.872,0862
pada Tc = 158,00 ^0F	pada tc = 36 ^0F
didapat	didapat
μ = 0,3911 cp *(Yaws,Chem.Eng)*	μ = 0,9467 cp *(kern, 822)*
$Nre = \frac{de \times Gs}{\mu \times 2,42}$	$Nre = \frac{di \times Gt}{\mu \times 2,42}$
$= \frac{0,95 \times 572.655,65}{0,3911 \times 2,42}$	$= \frac{0,62 \times 1.872,1}{0,9467 \times 2,42}$
= 574.796,31	= 506,63
6. JH = 85 *(kern, hal, 838)*	6. JH = - karena fluidanya air
7. $ho = JH \frac{k}{de}\left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	7. Menghitung harga koefisian film perpindahan panas
Cp = 118,19 *(Yaws, Chem. Eng)*	$v = \frac{Gt}{3600 \times 62.5}$
μ = 0,3911 *(Yaws, Chem. Eng)*	$v = \frac{1.872,0862}{3600 \times 62,5}$
k = 0,1952 Btu/j.ft^2.°F/ft *(Yaws, Chem. Eng)*	v = 0,0083 ft/s
ho = 4.136,013	hi dicari pada gambar 25 halaman 835 kern dan dilakukan koreksi

	hi = 465 btu/hr ft^2 °F hio = hi $\frac{di}{do}$ hio = 465 x $\frac{0,62}{0,75}$ hio = 384,4

8. $Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$

$$Uc = \frac{384,4000 \times 4.136,0128}{384,4000 + 4.136,0128}$$

$$= 351,7120$$

9. Mencari faktor kekotoran pipa terpakai (Rd)

$$Rd = \frac{Uc - U_D}{Uc \times U_D}$$

$$R\,d = \frac{351,7120 - 109,8664}{351,7120 \times 109,8664}$$

$$= 0,00625873 > 0,0035$$

Rd > Rd ketetapan (memenuhi)

Evaluasi ΔP

Shell	Tube
1. Nre = 574.796,3134 Dari *Kern, fig 29 hal 839* : f = 0,0016 2. $\rho = \frac{144 \times P \times BM}{1545 \times (460 + T)}$	1. Nre = 506,6287 Dari *Kern, fig 26 hal 836* : f = 0,00018 2. $\Delta P_L = \frac{f.Gt^2.n.l}{(5,2.10^{10}).di.Sg.\phi t}$

	$h_{lo} = 400$ [illegible] ^{2}/F $h_{lo} = h_i \frac{A_i}{A_o}$ $h_{lo} = 400 \times \frac{0.62}{0.75}$ $h_{lo} = 384.4$

6. $U_o = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$

$$U_o = \frac{384.4000 \times 4170.128}{384.4000 + 4170.128}$$

$$= 351.7120$$

7. Mercury film in Kettleman pipe repeated (Kd)

$$Rd = \frac{U_o - U_c}{U_o \times U_c}$$

$$Rd = \frac{351.7120 - 109.8064}{351.7120 \times 109.8064}$$

$$= 0.00625873 = 0.0025$$

Kd = Rd kettleman (mercurmulti)

Pratural 4/5

Shell	Tube
1. $Nu = 3[illegible]$	1. $Nu = 3[illegible]$
Tem Ave. Dg 20 tul 4.0 :	Tem Ave. tg 20 tul 530 :
$t = 0.[illegible]$	$t = 0.[illegible]$
2. $P = \frac{[illegible]}{[illegible]}$	2. $P = \frac{[illegible]}{[illegible]}$

P = 1atm = 14,696 psi BM = 106,00 ρ = 0,2349 Sg uap = $\frac{\rho}{62,5}$ = $\frac{0,2349}{6,25}$ = 0,03758984 $\Delta Ps = \frac{1}{2} \times \frac{f.Gs^2.IDS.(N+1)}{(5,2.10^{10}).de.Sg.\phi s}$ = 0,5804 = 0,5804 < 2 psi (memenuhi)	ΔP = 5,6354E-06 Dari *Kern, fig 27* $\frac{V^2}{2gc}$ = 0,022 $\Delta Pn = \frac{4n}{s_g}\left[\frac{V^2}{2gc} \times \frac{\rho}{144}\right]$ ΔPn = 0,1760 ΔPt = ΔPn + ΔP1 = 0,176 + 6E-06 = 0,176 = 0,176 < 10 psi (memenuhi)

Spesifikasi peralatan :

Fungsi : mendinginkan hasil dari Waste Heat Boiler (E-124B)

Tipe : shell and tube heat exchanger

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 Grade B

Dimensi :

IDS	=	15,25	in
OD	=	¾	in
L	=	12	ft
Nt	=	231	buah
Jumlah	=	1	buah

$P = P_{atm} = 14.696$ psi $\Delta x = 188.00$ $\rho = 0.2749$ $S_g\ \text{vap} = \frac{\rho}{\rho_{H_2O}}$ $= \frac{0.2749}{62.5}$ $= 0.0039984$ $\Delta P_f = \frac{1}{2} \cdot \frac{f \cdot \Delta x \cdot G^2}{5.2 \cdot 10^{10} \cdot D_{eq} \cdot \rho}$ $= 0.3964$ $= 0.3964 < 2$ psi (memenuhi)	$\Delta P = 3.0352E-06$ D_{eq} dari Gambar 27 $\frac{V^2}{2g_c} = 0.022$ $\Delta P_m = \frac{\Delta x}{D_{eq}} \cdot \frac{V^2}{2g_c} \cdot \frac{\rho}{144}$ $\Delta P_m = 0.1760$ $\Delta P_T = \Delta P_f + \Delta P_m$ $= 0.176 + 3E-06$ $= 0.176$ $= 0.176 < 10$ psi (memenuhi)

Spesifikasi peralatan :

Fungsi : mendinginkan hasil dari Water Heat Boiler (HE-1249B)

Type : shell and tube heat exchanger

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 Grade B

Dimensi :

IDS	=	15.25	in
OD	=	20	in
L	=	12	ft
Nt	=	221	buah
Jumlah	=	1	buah

10. Separator Horizontal (H-120)

Fungsi : Memisahkan fasa uap dan liquid yang dihasilkan dari WHB I (E-124A

Bahan baku disimpan selama 2 menit

Jumlah : 1 buah

Bahan masuk per jam

Komposisi	Massa(lb/jam)	ρ liquid	Massa / Densitas	$\rho_{camp} : (m_{tot}/\Sigma m_i/\rho_i$
Benzene	403,2277	62,2858	6,47383	
Toluene	157,7301	55,2334	2,85570	
Ethylbenzene	18268,1215	54,11	337,61051	**54,3246**
Stirene	41816,2087	54,11	772,79931	
Air	4692,8539	56,5441	82,99463	
Total	**65338,1420**		**1202,7340**	

A. Menghitung volume tangki

Volume larutan selama waktu tinggal 1 hari

$$V_L = \frac{\text{massa liquid}}{\rho_{liquida}} = \frac{6533,814}{54,3247} = 120,2734$$

Liquida mengisi tangki sebesar 80% dari volume total

$V_T = V_L + V_{RK}$

$V_T = 120,2734 + 0,2\ V_T$

$V_T = 150,3417\ ft^3$

$V_T = V_{dish} + V_{shell} + V_{dish}$

$150,3417 = 0,087\ di^3 + 0,785\ di^2\ Ls + 0,087$

$150,3417 = 0,174\ di^3 + 1,1775\ di^2$

$di^3 = 111,2406569$

$di = 4,8094\ ft$

$= 57,71239459\ in$

B. Menentukan tinggi silinder

Ls = 1,5 di

= 1,5 4,8094

= 7,2140 ft = 2,19887 m

= 86,5686 in

hb = 0,169 di = 1,2192 ft

C. Menentukan tinggi larutan (hl)

hl = Ls + hb = 7,2140 + 1,2192 = 8,4332

D. Menentukan tekanan design

$$P_{hidrostatis} = \frac{\rho(hl - 1)}{144}$$

$$= \frac{54,3247 \quad (\quad 8,4332 \quad - \quad 1 \ )}{144}$$

= 2,8042 psia

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

= 14,7 + 2,8042

= 17,5042 psia

= 2,8042 psig

E. Menentukan tebal tangki (ts)

Berdasarkan standard ASME dipakai bahan karbon steel dengan spesifikasi SA-167 Grade 3 type 304

- f (alloweble stress) = 18750
- ε (efisiensi sambungan) = 0,85

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

$$ts = \frac{17,5042 \quad 57,7124}{2(\quad 18750 \quad 0,9 \quad - \quad 0,6 \quad 17,504 \ )} + 0,0$$

= 0,09 in = 1,50742 2/16 in

Standardisasi do :

do = di + 2 ts

= 57,71 + 2 x 2/16

= 57,9008 in

r = di = 17,6484 m = 694,8187

Spesifikasi Peralatan :

Fungsi : Untuk tempat penyimpanan Ethylbenzene selama 30 hari

Type : Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentu standart dished

Bahan konstruksi	:	Carbon Stell SA – 167 grade 3 type 304					
Volume tangki	:	120,2734	ft^3	:	3,405781819	m^3	
Diameter dalam	:	57,7124	in	:	1,4659	m	
Diameter luar	:	57,9008	in	:	1,4707	m	
Tebal silinder	:	2/16	in	:	0,0024	m	
Jumlah	:	1	buah				

11 Kompresor (G-121)

Fungsi : Memisahkan feed yang masih berupa gas menuju storage (F-122)

Type : sigle stage

P_1 = Tekanan masuk kompresor = 14,7 psi = 1,3 atm

P_2 = Tekanan keluar kompresor = 14,7 psi = 1,0 atm

T = 40 °C = 563,67 R

Efisiens = 0,8

Massa = 1,354 kg/

ρ = 0,0144 lb/ft^3

Rasio kompresi (Rc) = P_2 / P_1 = 0,76923

$$qo = m / \rho = \frac{1{,}354 \text{ lb/jam}}{0{,}01443 \text{ lb/ft}^3} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}}$$

$$= 1{,}5638$$

$$Po = \frac{0{,}148 \times To \times qo}{520 \times \text{efisiensi}} \times \log \frac{P_2}{P_1}$$

$$Po = \frac{0{,}148 \times 563{,}67 \times 1{,}5638}{520 \times 0{,}8} \log(1{,}3)$$

$$= 0{,}1496 \text{ Hp}$$

Spesifikasi

Nama alat : Kompresor

Fungsi : Memisahkan feed yang masih berupa gas menuju storage (F-122)

P_1 = Tekanan masuk kompresor = 14,7 psi = 1,0 atm

P_2 = Tekanan keluar kompresor = 14,7 psi = 1,0 atm

Efisiens = 0,8

Daya = 0,5 Hp

Jumlah = 1

12. Pompa (L-132)

Fungsi : Memompa bahan baku dari separator horizontal menuju Preheater (E-131)

Jumlah 1 buah

Tipe : *Centrifugal pump*

Dasar perhitungan :

- Densitas campuran (40°C) = 55,7883 lb/ft^3
- Viscositas campuran :

C_6H_6	=	0,5123	C_8H_8	=	0,5873
C_7H_8	=	0,4811	H_2O	=	0,7000
C_8H_{10}	=	0,6007			

- Rata-rata = 0,5123 + 0,4811 + 0,6007 + 0,5873 + 0,7000

  = 0,5763 cp = 0,0003872 lb/ft.detik
- Kebutuhan campuran = 27.508,516 kg/jam = 60.645,824 lb/jam
- Debit Alir (Qp) = $\frac{\text{Kebutuhan campuran}}{\text{Densitas campuran}}$

$$= \frac{60.645,82}{55,7883}$$

$$= 1087,06991 \ ft^3/jam = 0,3020 \ ft^3/s$$

- Diameter Optimum (Di opt) (peter and Timmerhauuss, hal. 525)

  Di opt = $4,7\ (Qp)^{0,49}\ (\rho)^{0,14}$ in

  Di opt = 18,441 in

  dipilih = 8,625 in

  Maka dipilih pipa dengan diamete 8,625 in

- Dari Geankoplis App. A-5 tabel 11 hal. 892 didapatkan :

  Pipa dengan D nominal 8,625 in schedule 40 ;

  OD = 8,6250 in = 0,7185 ft

  ID = 7,9810 in = 0,6648 ft

  A = 50,026 in^2 = 0,3474 ft^2

- kecepatan linear

12. Pompe (E-132)

Bungi : Eléonompe réalise bolte dire aspiration horizontal nourrie Réservoir (E-132)

Jusqu'à : 1 bar

Type : Centrifuge pump

Base performance :

- Capacité nominale (40 m³/h) = 32,784 m³/h
- Viscosité compensée :

$C_Q H_Q$ = 0,5123 H_Q = 0,9813

$C_Q H_H$ = 0,4917 H_H = 0,7000

$C_H H_H$ = 0,4007

- Rendement = 0,5123 × (0,9813 × 0,4007 × 0,9825) / 0,7000

= 0,3754 ou 37,54 %

- Puissance compensée = 27,09 kW / 0,3754 = 60,613 kW
- Débit Air (Q) = Puissance compensée / Pression compensée

= 60,613 / 35,164

= 1,7236 m³/min = 0,7020 m³/s

- Diamètre optimum (Di opt) (pour pression inférieure à 5 bar) :

Di opt = 4,7 (Qp)^0,4 (ρp)^0,2

Di opt = 18,441 m

diplin = 8,625 in

Mais diplin pipe design diameter = 8,625 in

- Dans Geankoplis App. A 5 table 11 Inch 800 diapyrsion :

Pipe design (I) nominal 8,625 in schedule 40 :

OD = 8,6250 in = 0,7188 ft

ID = 7,9810 in = 0,6651 ft

A = 50,030 in² = 0,3475 ft²

- Incorporation liquor

v = Q/A

v = $Q / (1/4 . \pi . ID^2)$

= 0,8703

- Nre = $\frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu}$

Nre = $\frac{0,6648 \times 0,8703 \times 55,7883}{0,0003872}$

= 83.365,862

Jenis pipa : commercial steel pipe dengan harga ε = 0,000046

- Dari Geankoplis hal 88 didptkan factor friction = 0,005

ε / D = 0.000046/0,7185 = 0,000064

Harga Nre 83.365,862 , sehingga aliran merupakan turbulen flow

Perencanaan :

Tinggi head = 10 ft

Panjang pipa lurus (L) = 120 ft

- 4 buah elbow 90°, L/D = 35 ft

Diameter dalam = 0,7185 ft = 0,21899 m

Maka :

Lo1 = 4 x 35 x 0,5055 = 93,0744 ft

- 2 buah gate valve ; L/D = 9

Lo2 = 2 x 9 x 0,5055 = 11,9667 ft

Sehingga total panjang pipa

L+Lo = L + (Lo1 + Lo 2)

= 120 + 93,074 + 11,9667

= 225,0411 ft

- **Friksi-friksi**
- friksi pada pipa dari fitting (F_1)

= $\frac{2f \cdot v^2 \cdot (L - Lo)}{gc \cdot Di}$

= $\frac{0,01 \times 0,7575 \times 14,96}{32,2 \times 0,6648}$ = 0,005293

- Friksi karena kontraksi dan perbesaran (F2)

$$= \frac{kc \cdot v_1^2 \cdot (v_1 - v_2)^2}{2 \cdot L \cdot gc}$$

$$= \frac{0,5 \times 0,7575 \times 0,7575}{2 \times 120 \times 32,2}$$

$$= 3,7122E\text{-}05$$

- Total Friksi : F = F1 + F2

F = 0,005293 + 3,7122E-05

= 0,00533 ft.lbf/lbm

- Daya Pompa

$$W = \Delta Z\,(g/gc) + \Delta(v^2/2gc) + \Delta P(v) + F$$

$$= 25\,\frac{32}{32,2} + \frac{0,7575}{64,4} + 1\,(0) + 0,00533$$

$$= 25,0170$$

$$P = \frac{Q \cdot W \cdot \rho}{550}\,(Hp)$$

$$= \frac{0,3020 \times 25,0170 \times 55,7883}{550}$$

$$= 0,766251$$

Bila Effisiensi pompa = 85 %(fig 2.10.1 Geankoplis hal 84)

Effisiensi motor = 88 %(fig 2.10.1 Geankoplis hal 84)

Maka : Daya Pompa = 0,6513 Hp

Daya motor = 0,5732 Hp

Jadi digunakan motor dengan daya 1 Hp

$$Q = \frac{m}{\rho L} = \frac{60.645,8241 \text{ lb/jam}}{55,9567 \text{ lb/ft}^3} = 1.083,7992 \text{ ft}^3\text{/jam}$$

$$= 0,3011 \text{ ft}^3\text{/dt}$$

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

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

= 3,9 x 0,5826 x 1,6874

= 3,8342 in = 4 in

pilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 387) :

Nominal pipa = 4 in sch 40

OD = 4,5 in

ID = 4 in

A = 10 in^2 = 0,1 ft^2

e. Nozzle uap reboiler (E)

Rate = 27508,5158 kg/jam = 60.645,8241 lb/jam

ρv = 0,1788 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho v} = \frac{60.645,8241 \text{ lb/jam}}{0,1788 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 339.182,4616 \text{ ft}^3\text{/jam}$$

$$= 94,2174 \text{ ft}^3\text{/dt}$$

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

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

= 3,9 x 7,73 x 0,7995

= 24,1119 in = 24 in

pilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 390) :

Nominal pipa = 24 in sch 40

OD = 24 in

ID = 22,262 in

A = 2530,09 in^2 = 17,5701 ft^2

Dari Brownell & Young, gambar 12.2 hal. 221 didapat dimensi

$$Q = \frac{m}{\rho L} = \frac{60.645,8241 \text{ lb/jam}}{55,9567 \text{ lb/ft}^3} = 1.082,7992 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,3011 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

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

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

$= 3,9 \times 0,5826 \times 1,0874$

$= 3,8342 \text{ in} = 4 \text{ in}$

pilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 387) :

Nominal pipa = 4 in sch 40

OD = 4,5 in

ID = 4 in

A = 10 in^2 = 0,1 ft^2

c. Nozzle uap reboiler (E)

Rate = 27508,3158 kg/jam = 60.645,8241 lb/jam

ρv = 0,1788 lb/ft³

$$Q = \frac{m}{\rho v} = \frac{60.645,8241 \text{ lb/jam}}{0,1788 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 339.182,4610 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 94,2174 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

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

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

$= 3,9 \times 7,73 \times 0,7995$

$= 24,1119 \text{ in} = 24 \text{ in}$

pilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 390) :

Nominal pipa = 24 in sch 40

OD = 24 in

ID = 22,262 in

A = 2530,09 in^2 = 17,5701 ft^2

Dari Brownell & Young, gambar 12.2 hal. 221 didapat dimensi

13. Pre Heater (E-131)

Fungsi : mendinginkan hasil dari Waste Heat Boiler (E-124B)

Jumlah : 1 buah

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Direncanakan :

- Pipa ukuran 3/4 in., 16 BWG
- Susunan square pitch
- Pt = 1 in
- Rd = 0,0035 jam.ft^2.^{0}F/Btu
- ΔP air = 10 psi
- ΔP uap = 2 psi

Perhitungan :

1. Neraca massa dan panas

   Dari APP B diketahui panas pada kondensor :

   Q = 493.662,0985 kkal/jam

   Q = 1.959.009,1786 Btu/jam

   Dari App A diketahui massa (M) masuk kondensor :

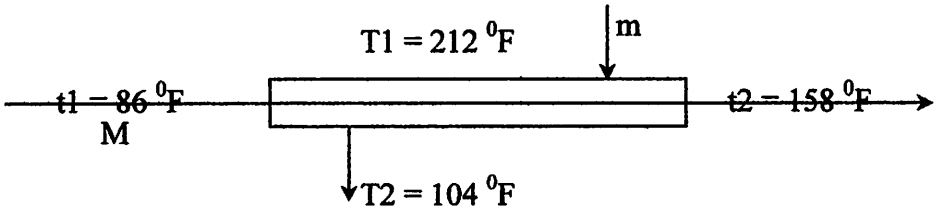
   M = 27.508,5158 kg/jam

   M = 60.645,8241 lb/jam

   Dari APP B di ketahui kebutuhan air pendingin :

   m = 102,85 kg/jam

   m = 226,74 lb/jam



2. Perhitungan ΔTLMTD

t_1 (air pendingin) masuk = 30 °C = 86 °F

t_2 (air pendingin) keluar = 70 °C = 158 °F

T_1 (bahan masuk cooler) = 100 °C = 212 °F

T_2 (bahan keluar cooler) = 40 °C = 104 °F

Δt_1 = 212 - 158 = 54 °F

Δt_2 = 104 - 86 = 18 °F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{Ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)} = \frac{(54 - 18)}{\ln\left[\frac{54}{18}\right]}$$

= 32,77 °F

3. Suhu kaloric

$Tc = ½ (T_1 + T_2)$ = 158,00 °F

$tc = ½ (t_1 + t_2)$ = 36,00 °F

4. Menghitung U_D

Untuk cooler dengan pendingin air nilai Ud = 75 - 150

Trial U_D = 110 BTU/jam.ft2.0F

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{1.959.009,18}{110 \times 32,77} = 543,4827165 \ ft^2$$

$$Nt = \frac{A}{a'' \times l} = \frac{543,4827}{0,1963 \times 12} = 230,7194$$

Dari Kern tabel 9 hal 842 susunan square pitch didapatkan :

$\frac{3}{4}$ in OD, 16 BWG, P_T = 1 in, susunan didapatkan Nt standart = 231 buah

n = 2, IDs = 17,25 in.

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Nt \times U_D}{Nt \text{ standart}} = \frac{230,72 \times 110}{231}$$

= 109,8664 Btu/jam.ft2.oF

U_D koreksi < U_D trial, maka U_D memenuhi

Kesimpulan sementara rancangan HE ;

1. Bagian shell : type H.E 1-2, IDs = 17,25 in, n' = 1, B = 9,de = 0,95
2. Bagian tube : di = 0,620 in, do = ¾ in, n = 2, P_T = 1, L = 12

a' = 0,302, a" = 0,1963, c' = 0,25, Nt = 166 buah

Evaluasi perpindahan panas

Shell (bahan)	Tube (air)
5. $a_s = \frac{IDS \times C' \times B}{n' \times Pt \times 144}$	5. $a_t = \frac{a' \times Nt}{n \times 144}$
$a_s = \frac{15 \times 0,25 \times 8}{2 \times 1 \times 144}$	$a_t = \frac{0,302 \times 231}{4 \times 144}$
$a_s = 0,1059\ ft^2$	$a_t = 0,1211\ ft^2$
$G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{60.645,8241}{0,1059}$	$Gt = \frac{m}{a_t} = \frac{226,74}{0,1211}$
= 572.655,651	= 1.872,0862
pada Tc = 158,00 ^0F	pada tc = 36 ^0F
didapat	didapat
μ = 0,3911 cp *(Yaws,Chem.Eng)*	μ = 0,9467 cp *(kern, 822)*
$Nre = \frac{de \times Gs}{\mu \times 2,42}$	$Nre = \frac{di \times Gt}{\mu \times 2,42}$
$= \frac{0,95 \times 572.655,65}{0,3911 \times 2,42}$	$= \frac{0,62 \times 1.872,1}{0,9467 \times 2,42}$
= 574.796,31	= 506,63
6. JH = 85 *(kern, hal, 838)*	6. JH = - karena fluidanya air
7. $ho = JH \frac{k}{de}\left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu_W}\right)^{0,14}$	7. Menghitung harga koefisian film perpindahan panas
Cp = 118,19 *(Yaws, Chem. Eng)*	$v = \frac{Gt}{3600 \times 62.5}$
μ = 0,3911 *(Yaws, Chem. Eng)*	$v = \frac{1.872,0862}{3600 \times 62,5}$
k = 0,3120000 Btu/j.ft^2.°F/ft *(Yaws, Chem. Eng)*	v = 0,0083 ft/s
ho = 4.136,013	hi dicari pada gambar 25 halaman 835 kern dan dilakukan koreksi

	hi = 465 btu/hr ft^2 °F hio = hi $\frac{di}{do}$ hio = 465 x $\frac{0,62}{0,75}$ hio = 384,4

8. $Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$

$$Uc = \frac{384,4000 \times 4.136,0128}{384,4000 + 4.136,0128}$$

$$= 351,7120$$

9. Mencari faktor kekotoran pipa terpakai (Rd)

$$Rd = \frac{Uc - U_D}{Uc \times U_D}$$

$$Rd = \frac{351,7120 - 109,8664}{351,7120 \times 109,8664}$$

$$= 0,0062587 > 0,0035$$

Rd > Rd ketetapan (memenuhi)

Evaluasi ΔP

Shell	Tube
1. Nre = 574.796,3134 Dari *Kern, fig 29 hal 839* : f = 0,0016 2. $\rho = \frac{144 \times P \times BM}{1545 \times (460 + T)}$	1. Nre = 506,6287 Dari *Kern, fig 26 hal 836* : f = 0,00018 2. $\Delta P_L = \frac{f.Gt^2.n.l}{(5,2.10^{10}).di.Sg.\phi t}$

P = 1atm = 14,696 psi BM = 106,00 ρ = 0,2349 Sg uap = $\frac{\rho}{62,5}$ = $\frac{0,2349}{6,25}$ = 0,0375898 $\Delta Ps = \frac{1}{2} \times \frac{f.Gs^2.IDS.(N+1)}{(5,2.10^{10}).de.Sg.\phi s}$ = 5,8042 = 5,8042 < 2 psi (memenuhi)	ΔP = 5,635E-06 Dari *Kern, fig 27* $\frac{V^2}{2gc}$ = 0,022 $\Delta Pn = \frac{4n}{s_g}\left[\frac{V^2}{2gc} \times \frac{\rho}{144}\right]$ ΔPn = 0,1760 ΔPt = ΔPn + ΔP1 = 0,176 + 6E-06 = 0,176 = 0,176 < 10 psi (memenuhi)

Spesifikasi peralatan :

Fungsi : mendinginkan hasil dari Waste Heat Boiler (E-124B)

Tipe : shell and tube heat exchanger

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 Grade B

Dimensi :

IDS	=	15,25	in
OD	=	¾	in
L	=	12	ft
Nt	=	231	buah
Jumlah	=	1	buah

14. Destilasi I (D-130)

Fungsi : Memisahkan Ethylbenzene, Stirene, Toluene dan Benzene

Jumlah : 1 Buah

Tipe : Sieve tray

Kode Alat : D-130

Data Perancangan :

Data dari neraca massa dan neraca panas.

1. Feed masuk

Rate	:	27508,5158	kg/jam	=	263,2833	Kgmol/j
Temperatur	:	140,05 °C				

2. Destilat keluar

Rate	:	8568,12861	kg/jam	=	81,425017	Kgmol/j
Temperatur	:	131,33 °C				

3. Bottom Keluar

Rate	:	18940,3872	kg/jam	=	181,858292	Kgmol/j
Temperatur	:	144,61 °C				

Dari neraca panas diperoleh data:

R = 0,7

$$\frac{R}{R+1} = \frac{0,7392}{0,7 + 1}$$

$$= 0,4$$

Rmin = 0,4928 $\qquad \frac{Rmin}{Rmin+1} = \frac{0,4928}{0,4928 + 1} = 0,3301$

1 Menentukan Jumlah Plate

Penentuan jumlah plate minimum (Nm) menggunakan metode Fenske

$$N_m = \frac{\log\left\{\left(\frac{X_L}{X_{HD}}\right) \times \left(\frac{X_{HW}}{X_{LW}}\right)\right\}}{\log \alpha_{av}}$$

Nm = 6,2739

$$\frac{R_{min}+1}{R_{min}} = \frac{0.9658 + 1}{0.9658} = 2.0351$$

$$R_{min} = 0.9658$$

$$R_{min} = 0.9$$

$$\frac{R+1}{R} = \frac{0.9 + 1}{0.9} = 2.0526$$

$$R = 0.9$$

Dari nomograf diperoleh :

Tenaga teoritis : 16.41 C

Kasus : 18640.3833 kg/jam = 181.8285360 kmol/jam

3. Menara Kepala

Temperatur : 13.77 C

Kasus : 1882.5062 kg/jam = 21.4552813 kmol/jam

2. Menara Ketiga

Temperatur : 14.02 C

Kasus : 3328.2128 kg/jam = 30.2383 kmol/jam

1. Tiap tingkat

Data dari neraca massa dan neraca panas

Data Perancangan :

Kode Alat	: D-120
Tipe	: sieve tray
Jumlah	: 1 buah
Fungsi	: Memisahkan campuran etanol air. Umpan dari tangki

14. Distilasi (D-120)

Dari Geankoplis figure 11.7-3 didapatkan :

Nm/N = 0,69

Maka : $\frac{N - Nm}{N + 1} = 0,69$

$$N = \frac{6,108 + 0,7}{1 - 6,108} = 9,3342 = 10$$

Jumlah tray teoritisnya 10 buah, 1 kondensor, 1 reboiler.

2 Menentukan letak umpan masuk

Penentuan letak umpan masuk menggunakan metode Krik-Bride's

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

$$\text{Log } \frac{Ne}{Ns} = 0,206 \log \left\{ \left[\frac{0,0001}{0,9431} \right] \times \left[\frac{181,858}{81,425} \right] \times \left[\frac{0,7868}{2,2E\text{-}04} \right]^2 \right\}$$

$$= 0,206 \log \left[0,2934 \right]$$

$$= 0,206 \times -0,5326$$

$$= -0,1097$$

$$\frac{Ne}{Ns} = 0,77675$$

$$\text{Feed tray} = \frac{N}{1 + (1 / 0,77675)}$$

$$= \frac{10}{1 + (1 / 0,7768)}$$

$$= 4,37176$$

Jadi feed masuk pada plate ke 4

3 Menentukan distribusi beban massa pada kolom

a. Aliran uap masuk kondensor (V)

$$V = (R + 1) D$$

$$= (0,7392 + 1) \quad 8568,1286$$

$$= 14902,055 \text{ kgmol/jam}$$

Dari Geankoplis figure 11.7-3 didapatkan :

N_m/N = 0,69

Maka : $\frac{N - N_m}{N + 1}$ = 0,69

$N = \frac{0,108 + 0,7}{1 - 0,108} = 0,3442$ = 10

Jumlah tray rectifiying 10 buah, 1 kondenser, 1 reboiler.

2 Menentukan letak umpan masuk

Penentuan letak umpan masuk menggunakan metode Kirk-Bride's

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[\left(\frac{X_{hk}}{X_{lk}} \right)_F \times \frac{W}{D} \times \left(\frac{X_{lk}}{X_{hk}} \right)^2_W \right]$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left\{ \left[\frac{0,0001}{0,9431} \right] \times \left[\frac{181,859}{81,425} \right] \times \left[\frac{0,7808}{2,2E-04} \right]^2 \right\}$$

$$= 0,206 \log \left[0,2914 \right]$$

$$= 0,206 \times -0,5320$$

$$= -0,1097$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 0,77675$$

Feed tray $= \frac{N}{1 + (1 / 0,77675)}$

$= \frac{10}{1 + (1 / 0,7768)}$

$= 4,3716$

Jadi feed masuk pada plate ke 4

3 Menentukan distribusi beban massa pada kolom

a. Aliran uap masuk kondensor (V)

$V = (R + 1) D$

$= (0,7902 + 1) 5568,1286$

$= 14902,055$ kgmol/jam

b. Aliran liquida masuk kondensor (L)

L = R x D

= 0,7392 x 8568,1286

= 6333,9264

c. Aliran liquida masuk reboiler (L')

L' = Lo + (q x F), nilai F = 32,754 kmol/jam

= 60,1928 + (1 x 32,754)

= 92,9473364

d. Aliran uap keluar reboiler (V')

V' = V + F (q - 1)

= 14902,055 + 0

= 14902,0550 kmol/jam

Enriching

V = 14902,055 kgmol/jam = 32853,070 lbmol/jam

L = 6333,9264 kgmol/jam = 13963,774 lbmol/jam

Exhausting

V' = 14902,055 kgmol/jam = 32853,070 lbmol/jam

L' = 92,9473 kgmol/jam = 204,9117 lbmol/jam

Menghitung BM campuran

Bubble point		Dew point	
Yf	0,0420	Xf	0,0075
Yd	0,1313	Xd	0,0433
Yb	0,0007	Xb	0,0003

a. Bagian Enriching

Bagian atas :

BM = BM light (benzena)

= 78,1140

BM = BM heavy (toluena)

= 92,1410

BM liquid = (0,0433 x 78,114) + (1 - 0,1313)

= 91,5343

BM uap = (0,1313 x 78,114) + (1 - 0,1313)

= 90,2994

Bagian bawah :

BM liquid = (0,0075 x 78,114) + (1 - 0,0075)

= 92,0365

BM uap = (0,0420 x 78,114) + (1 - 0,0420)

= 88,2957

b. Bagian Exhausting

Bagian atas :

BM liquid = 92,0365

BM uap = 88,2957

Bagian bawah :

BM liquid = (0,0007 x 78,11) + (1 - 0,001)

= 92,1316

BM uap = (0,0003 x 78,11) + (1 - 0,0003)

= 102,3694

Perhitungan Beban Destilasi

Keterangan	Rate uap			Rate liquid		
	lbmol/h	BM	lb/h	lbmol/h	BM	lb/h
En, atas	32853	90,299	2966614	32853	91,53	3007183
En, bawah	32853	88,296	2900785	32853	92,04	3023682
Ex, atas	32853	88,296	2900785	204,91	92,04	18859,4
Ex, bawah	32853	102,37	3363150	204,91	92,13	18878,8

Bagian terbesar terletak pada bagian exchausting

V = 3363149,79 BM = 102,3694

L = 18878,8436 BM = 92,1316

Densitas campuran

Densitas uap pada T = 118,26 °C = 391,41 K

$$= 91,3543$$

$$BM\ sup = (0,1313 \times 78,114) + (1 - 0,1313)$$

$$= 90,3991$$

Bagian bawah :

$$BM\ liquid = (0,0075 \times 78,114) + (1 - 0,0075)$$

$$= 92,9925$$

$$BM\ sup = (0,0420 \times 78,114) + (1 - 0,0420)$$

$$= 88,2057$$

b. Bagian Kolamatang

Bagian atas :

$$BM\ liquid = 92,9925$$

$$BM\ sup = 88,2057$$

Bagian bawah :

$$BM\ liquid = (0,0092 \times 78,11) + (1 - 0,001)$$

$$= 92,1210$$

$$BM\ sup = (0,0003 \times 78,11) + (1 - 0,0003)$$

$$= 102,3004$$

Perhitungan Berbo Dendini

Keterangan	Kate sup			Kate liquid		
	Bawah	BM	Bob	Bawah	BM	Ibb
Ex. atas	3283,3	90,399	2900764	3283,3	91,33	300718,0
Ex. bawah	3283,3	88,206	2900783	3283,3	92,04	302,672
Ex. atas	3283,3	88,206	2900783	3283,3	92,04	1887,9,4
Ex. bawah	3283,3	102,3	3360130	3283,3	92,13	1887,9,3

Bagian rectifier sebelak kanda bagian sedimentasi

$$V = 3383140,16 \qquad BM = 102,3004$$

$$L = 1887,9,3136 \qquad BM = 92,1210$$

Bensina campuran

Dengan nep pada T = 118,20 °C = 391,47 K

$$\frac{92{,}132 \times 273{,}15 \times 1}{359 \times 391{,}41 \times 1}$$

$= 0{,}17909578 \ lb/ft^3$

Densitas liquida pada T = 118,26 °C = 391,41 K

Komponen	Fraksi mol	Sg	Fraksi mol/Sg
Benzena	0,0090	0,867	0,0104
Toluena	0,0237	0,1903	0,1246
Ethylbenzene	0,2649	0,866	0,3059
Styrene	0,7024	0,879	0,7991

Densitas liquid = (sg air / 62,43) x (fraksi mol/Sg)

= 55,9567

4 Menentukan surface tension bahan (σ)

Persamaan 3-152 hal 3-288, "Perry's Chemical Engineering Handbook"6th :

$\sigma^{1/4} = \Sigma Xi \cdot [P_i] \cdot \rho_l$

Dari Perry's Chemical Engineering Handbook"6th , table 3-343, hal 3-288 diperoleh :

- Ethylbenzena : [P] = 499
- Styrena : [P] = 476
- Toluena : [P] = 428
- Benzena : [P] = 357

Perhitungan jumlah parachor [P]

Komponen	Xi	Yi	[P]	L	V	Pi(L*Xi)-(V*Yi
Benzena	0,0090	0,0299	499	0,0090	0,009	1,100E-05
Toluena	0,0237	0,0789	476	0,0237	0,024	5,000E-04
Ethylbenzena	0,2649	0,8865	428	0,2649	0,265	7,052E+0(
Styrena	0,7024	0,0460	357	0,7024	0,702	5,6915E+0
	1	1				1,2744E+0
Surface tension (dyne/cm)						**1,8894E+0**

$$= \frac{92{,}132 \times 273{,}15 \times 1}{359 \times 391{,}41 \times 1}$$

$$= 0{,}175095276 \text{ kmol}$$

Densitas liquida pada T = 118,26 °C = 391,41 K

Komponen	Fraksi mol	Sg	Fraksi mol/Sg
Benzena	0,0090	0,807	0,0104
Toluena	0,0237	0,1903	0,1246
Ethylbenzena	0,2649	0,866	0,3059
Styrena	0,7024	0,879	0,7991

Densitas liquid = (Sg air x 62,43) x (fraksi mol/Sg)

= 55,8507

4 Menentukan surface tension bahan (σ)

Persamaan 3-132 hal 3-288, "Perry's Chemical Engineering Handbook"6th :

$\sigma^{1/4} = \Sigma Xi \cdot [P]_i \cdot \rho_L$

Dari Perry's Chemical Engineering Handbook"6th , table 3-343, hal 3-288

diperoleh :

- Ethylbenzena : [P] = 409
- Styrena : [P] = 476
- Toluena : [P] = 428
- Benzena : [P] = 387

Perhitungan parachor [P]

Komponen	Xi	Yi	[P]	L	V	PiLXi+VYi
Benzena	0,0090	0,0290	400	0,0090	0,009	1,1008E-05
Toluena	0,0237	0,0786	470	0,0237	0,024	3,0008E-04
Ethylbenzena	0,2649	0,8865	428	0,2649	0,265	7,0321E-04
Styrena	0,7024	0,0460	387	0,7024	0,702	5,4015E-0
	1	1				1,2772E-0
Surface tension (dyne/cm)						1,3859E+0

Dasar perancangan kolom destilasi

Dimana :

V	:	14902,055	lb/jam	ρ_v	:	0,1788	lb/ft_3
L	:	6333,9264	lb/jam	ρ_L	:	55,9567	lb/ft_3

1 **Menentukan Diameter tray dan spacing kolom destilasi**

G = C

(Ernest E. Ludwig, pers. 8-81, hal. 55)

d =

Harga shell = $\pi.D.(T/12) \times h_1$ (h_1 = \$ 2,8/ft^2)

Harga tray = $(1 - 0,05).\pi/4.D^2 \times h_2$ (h_2 = \$ 0,79/ft^2)

Harga *downcomer* = $0,6.T/12 \times h_3$ (h_3 = \$ 0,5/ft^2)

Harga Total = Harga Shell + Harga Tray + harga Downcomer

Dari Gambar 8-38.Ernest E. Ludwig, hal. 56 didapatkan harga C pada 2,7888 dyne/cm, sehingga :

Tabel perhitungan *diameter tray* dan *tray spacing* kolom destilasi

T	C	ρ_v	ρ_L	G(lb/ft^2)	D (ft)	Harga (T/ft^2)			Total
						Shell	Tray	DC	
10	65	0,2	56	205	19,4148	142,2461	116,8785	4,85371	263,97
12	135	0,2	56	451	13,1037	115,2077	53,2420	3,93111	172,38
15	235	0,2	56	785	9,93178	109,1502	30,5859	3,72442	143,46
18	320	0,2	56	1069	8,5111	112,2444	22,4615	3,83	138,53
20	350	0,2	56	1169	8,13817	119,2513	20,5362	4,06909	143,85
24	410	0,2	56	1370	7,51915	132,2168	17,5309	4,51149	154,25

Nb : DC = Downcomer

Diambil T = 15 in dengan d = 9,93178 ft = 119,181 in

Karena mempunyai harga yang paling murah.

Dasar perancangan kolom destilasi

Dimensi :

V = 1490,053 lbf/jam ρ_v = 0,1788 lbm/ft^3

L = 6533,9294 lbf/jam ρ_L = 32,9507 lbm/ft^3

1. Menentukan diameter ruang dan spacing kolom destilasi

C1 = C

(Sinnot R. Ludwig, pers. 6-81, hal. 89)

d =

Harga shell = 2,D.(TV/2) = h_s (h_s = 2 3,8.0^{-5})

Harga tray = (1 – 0,05).π.d.D^2 = h_t (h_t = 5 0,70.0^{-5})

Harga downcomer = 0,6.TV/2 = h_d (h_d = 5 0,5.0^{-5})

Harga Total = Harga Shell + Harga Tray + harga Downcomer

Dari Gambar 8-38,Sinnot R. Ludwig, hal. 90 didapatkan harga C pada

2,7888 dyne/cm, sehingga :

Tabel perhitungan diameter ruang dan ruang spacing kolom destilasi

T	C	ρ_L	ρ_v	Qdi/Qdo	D (ft)	Harga (ft^3)			Total
						Shell	Tray	DC	
10	65	0,2	30	205	19,4148	1,2E-3461	110,8785	4,877271	2E-3471
12	135	0,2	30	431	13,1037	113,1077	33,2430	3,831111	1E-2,30
15	225	0,2	30	785	9,931178	100,1502	20,3589	3,272442	1E-1,90
18	320	0,2	30	1086	8,3911	112,2444	22,4613	3,85	1E-3,33
20	380	0,2	30	1160	8,13817	116,2371	20,8361	4,080094	1E-3,39
24	410	0,2	30	1270	7,51913	122,2104	17,5806	4,311140	1E-1,29

Ket : DC = downcomer

Dipilih T = 15 in dengan d = 9,93178 ft = 119,181 in

Karena mempunyai harga yang paling minimum.

Menentukan type aliran :

$$L = \frac{13963{,}8 \quad lb/jam}{55{,}9567 \quad lb/ft^3} \times \frac{7{,}5 \quad gal/ft^3}{60 \quad menit} = 31{,}1100757 \text{ gpm}$$

31,1101 gpm, d= 9,93178 ft dari gambar 8.63 Ernest E. Ludwig hal. 96, type aliran "*Cross Flow*".

Pengecekan terhadap liquid head (hd) :

Qmax = 1,3 x L = 1,3 x 31 gpm = 40,4431 gpm

Qmin = 0,7 x L = 0,7 x 31 gpm = 21,7771 gpm

how_{max} =

how_{min} =

hw = 1,5 – 3,5 in

h_L max = hw + how max

h_L min = hw + how min

untuk d = 9,93178 ft = 119,181 in, T = 15 in

Lw/d	0,55	0,6	0,65	0,7	0,75	0,
Lw (in)	65,5497	71,5088	77,4679	83,4269	89,3860	95,3
How max (in)	0,3500	0,3303	0,3131	0,2980	0,2846	0,27
How min (in)	0,2316	0,2186	0,2072	0,1972	0,1884	0,18
hw (in)	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,
hl max (in)	1,8500	1,8303	1,8131	1,7980	1,7846	1,88
hl min (in)	1,7316	1,7186	1,7072	1,6972	1,6884	1,7

Diambil optimalisasi diameter kolom destilasi sesuai dengan :

Lw/d = 55% dengan Lw= 65,549726 in

hw – hc = 0,25 in

hc = **(1,5 – ¼)** in = 1,25 in

Ac = Lw × hc = 65,5497 × 1,25 = 81,9371575 in^2

Ad = 4% × At

= 4% × $\pi/4\ D^2$

Menentukan type aliran :

$$L = \frac{13903.8 \ lb/jam}{53,9567 \ lb/ft^3} \times \frac{7.5 \ gal/ft^2}{60 \ menit} = 31.1100757 \ gpm$$

31.1101 gpm, d= 0.93178 ft dari gambar 8.03 Ibnsen E. Ludwig hal. 96.

type aliran "Cross Flow".

Perpecahan terbasah liquid luar (lw) :

$Qmax = 1.3 \times L = 1.3 \times 31 \ gpm = 40.4431 \ gpm$

$Qmin = 0.7 \times L = 0.7 \times 31 \ gpm = 21.7771 \ gpm$

$how_{max} =$

$how_{min} =$

$lw = 1.5 - 3.5 \ in$

$lg \ max = lw + how \ max$

$lg \ min = lw + how \ min$

$pitch \ d = 0.93178 \ ft = 119.181 \ in. \ T = 15 \ in$

Lw/d	0.55	0.6	0.65	0.7	0.75	0.
Lc (in)	65.3407	71.3088	77.4677	83.4269	89.3860	95.3
how max (in)	0.3500	0.3203	0.3121	0.2980	0.2846	0.27
how min (in)	0.2178	0.2180	0.2077	0.1972	0.1864	0.18
lw (in)	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.
lg max (in)	1.8500	1.8203	1.8121	1.7980	1.7846	1.68
lg min (in)	1.7178	1.7180	1.7077	1.6972	1.6864	1.7

Diameter optimalisasi diameter kolom distilasi sesuai dengan :

$Lw/d = 55\% \ dengan \ Lc = 65.3407 \ in$

$lw - lc = 0.25 \ in$

$lc = (1.5 - K) \ in = 1.25 \ in$

$Ac = Lc \times lc = 65.3407 \times 1.25 = 81.6759 \ in^2$

$Ad = 4\% \times At$

$= 4\% \times 0.4 \ ft^2$

= 3,09730189 ft^2

Mencari harga Ac :

Ac pada hc = 1,5 in sehingga hc = 1,25 in

$$Ac = \frac{1,25 \times 65,5497}{144} = 0,5690 \ ft^2$$

Ac pada hc = 3,5 in sehingga hc= 3,25 in

$$Ac = \frac{3,25 \times 65,5497}{144} = 1,4794 \ ft^2$$

hd = 0,03 ; Ap = 0,1772 ft^2

(harga terkecil dari Ac dan Ad)

$$= 0,03 \times \frac{40,44309837}{100 \times 0,1772}^{2}$$

= 0,15627254 in < 1 in (memenuhi)

Pengecekan harga tray spacing (T)

Untuk Lw/d = 55%

Wd = 8,5 % d (Ernest E. Ludwig, Gambar 8. 48, hal. 77)

= 3,155 in

= **½ d** = 4,96588833 ft

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

x = r -

= 4,45297 ft

Aa = 2

= 58,107778 ft^2

Susunan lubang : segitiga

$$\frac{0,9065}{58,11}$$

N	2,5	3	3,5	4	4,5
Aa (ft^2)	58,1078	58,1078	58,1078	58,1078	58,1078
Ao (ft^2)	8,4280	5,8527	4,3000	3,2922	2,6012

Untuk Lw/d = 55% Maka Ad = 4% At

M	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]

$V = 32853{,}070$ lb/jam $= \dfrac{32853{,}0704}{0{,}046 \text{ lb/ft}^3 \times 3600 \text{ dt/jam}}$

$= 198{,}3881 \text{ ft}^3/\text{dt}$

$V_{max} = 1{,}3 \times V = 1{,}3 \times 32853{,}070 = 42708{,}9916 \text{ ft}^3/\text{dt}$

$V_{min} = 0{,}7 \times V = 0{,}7 \times 32853{,}070 = 22997{,}1493 \text{ ft}^3/\text{dt}$

Untuk n = 4,5

Uo max = = 5067,54083

Ac = At - Ad

$= (\frac{1}{4}.\pi.D^2) - (4\%.At)$

$= (0{,}25 \times 3{,}1 \times 98{,}6401876) - (4\% \times 77{,}4325)$

$= 77{,}4325 - 3{,}09730189$

$= 74{,}3352 \text{ ft}^2$

Hp =

= 0,031974 ft = 0,38369 in

hr = $= \dfrac{31{,}2}{55{,}9567} = 0{,}55757$ in

hl = how + hw = 0,3500 + 1,5 = 1,8500 in

ht = hp + hr + hl = 2,7912 in

hb = ht + hl + hd = 4,7975 in

pengecekan :

$\dfrac{4{,}7975}{18 + 1{,}5} \leq 0.5$ (memenuhi)

Stabilitas Tray dan Weeping

$\mathbf{Uo_{min}} = = \dfrac{22997{,}1493}{8{,}4280} = 27{,}2867583$

hpm =

$V = 32853{,}070 \ lb/min = \dfrac{32853{,}070}{0{,}016 \ ft^3 \times 3600 \ dt/min}$

$= 102{,}3847 \ ft^3/s$

$V_{max} = 1{,}1 \times V = 1{,}1 \times 32853{,}070 = 42708{,}9010 \ ft^3/s$

$V_{min} = 0{,}7 \times V = 0{,}7 \times 32853{,}070 = 22997{,}1490 \ ft^3/s$

$L_{max} = 4{,}5$

$r_{o\,max} = \quad = 3706{,}3403 \ ft$

$A_c = A_t - A_d$

$= (4{,}5 \cdot r_o^2) - (4r_o \cdot A_d)$

$= (\quad 0{,}25 \times 4{,}5 \times 98{,}0401824) - (4r_o \times 72{,}1325)$

$= 72{,}4225 - 4{,}0073013r_o$

$= 72{,}5852 \ ft^2$

$Hp =$

$= 0{,}0319174 \ ft = 0{,}38299 \ in$

$hr = \quad = \dfrac{31{,}2}{55{,}9567} = 0{,}55737 \ in$

$hl = how + hw = 0{,}5500 + 1{,}2 = 1{,}8500 \ in$

$ht = hp + hr + hl \quad 2{,}7912 \ in$

$hb = hr + hl + hd = 4{,}7975 \ in$

pengecekan :

$\dfrac{4{,}7975}{18 \quad 1{,}5} \geq 0{,}5 \quad (memenuhi)$

Sudden Tray due Weeping

$Fo_{min} = \dfrac{32997{,}1490}{8{,}4250} = 27{,}3807283$

$hpm =$

= 0,5058 x (0,4546 + 1,0129)

= 0,7422 ft = 8,9070 in

hpw = 0,2 + 0,05 hl = 0,2000 in

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

f. Pengecekan pada Entrainment

Syarat tidak terjadi entrainment :

Uc =

$$= \frac{427,090}{74,3352} = 5,7455 \text{ ft/s}$$

Tc = T - 1,5 hl = 15 - 2,7750 = 12,2250 in

Sehingga :

$$P = \quad = 0,22 \quad \frac{73}{1,8894} \quad \frac{5,75}{12,23}^{3,2} = 0,075$$

$$= \frac{0,1}{0,1} = 1,31809 > 1$$ (tidak terjadi entrainment)

g. Pelepasan uap dalam Downcomer

Syarat pelepasan uap dalam downcomer :

wl = 0,8 ×

= 1,2696 in

wd = 8,5%d (8,5% dari Ludwig, fig. 8.48 hal. 77, dengan lw/d = 55 %)

= 10,1304 in

$$= \frac{1,2696}{10,130} = 0,1253 < 0,6 \text{ (memadai)}$$

= 0.5058 x (0.4546 + 1.0129)

= 0.7422 in = 8.9070 in

hpw = 0.2 + 0.05 hl = 0.2000 in

Karena hpm > hpw maka tray sudah sesuai untuk n = 2,5

f. Pengecekan pada Entrainment

Syarat tidak terjadi entrainment :

Uc =

$$= \frac{427,000}{74,3372} = 5,7455 \text{ fps}$$

Tc = T - 1,5 hl = 15 - 2,7750 = 12,2250 in

Sehingga :

$$p = \quad = 0,22 \quad \frac{74}{1,8894} \quad \frac{5,75}{12,23}^{1,2} = 0,0759$$

$$= \frac{0,1}{0,1} = 1,318809 > 1 \quad \text{(tidak terjadi entrainment)}$$

g. Pengecekan tray dalam Downcomer

Syarat pengecekan tray dalam downcomer :

Ad = 0,8 x

= 1,2696 in

Ad = 8,9564 (8,9% dari Ludwig, fig. 8.48 hal. 77, dengan Ivd = 55 %)

= 10,1304 in

$$= \frac{1,2696}{10,130} = 0,1253 < 0,6 \text{ (memenuhi)}$$

h. Menentukan Dimensi Kolom

- **Menentukan tinggi kolom**

Jumlah tray aktual = 10 buah

Jumlah tray total = tray aktual + 1 tray kondensor + 1 tray reboiler

= 12 tray

Jarak antar tray (T) = 15 in

Ditetapkan : * tinggi ruang uap = 3 ft = 36 in

* tinggi ruang liq = 5 ft = 60 in

Tinggi shell = (T x jumlah tray total) + tinggi ruang uap + tinggi ruang liquid

= (15 x 12) + 36 + 60

= 276 in = 7,0104 m

Diameter kolom distilasi : 15,00 ft = 180 in = 4,572 m

- **Menentukan tinggi larutan didalam kolom**

Umpan masuk = 27.508,5158 kg/jam = 60645,8241 lb/jam

Waktu tinggal volume selama 15 menit :

$$V_{liq} = \frac{60645{,}8241 \text{ lb/jam}}{55{,}9567 \text{ lb/ft}^3} \times \frac{15 \text{ menit}}{60} \text{ jam} = 270{,}9498$$

Tutup atas dan bawah berbentuk standard dished

V tutup = 0,0847 di^3 = 82,9782 ft^3

Tinggi tutup (La = Lb) = 0,1690 di = 1,6785 ft = 20,1416 in

Tinggi tangki total = La + Lb + Ls

= 20,1416 + 20,1416 + 276

= 316,283286 in = 26,3569 ft = 8,0336

V liq dalam shell = V liq - V tutup bawah

= 270,9498 - 82,9782

= 187,9715 ft^3

V_{LS} = $(\frac{1}{4}.\pi.di^2.hl)$

= 27,2293 ft

P operasi = 1,5 atm = 22,035

B. Menentukan Dimensi Kolom

- **Menentukan tinggi kolom**

Jumlah tray aktual = 10 buah

Jumlah tray total = tray aktual + 1 tray kondensor + 1 tray reboiler

= 12 tray

Jarak antar tray (T) = 1,5 in

Ditetapkan : * tinggi ruang uap = 2 ft = 24 in

* tinggi ruang liq = 3 ft = 60 in

Tinggi aktual = (T x jumlah tray total) + tinggi ruang uap + tinggi ruang liquid

= (1,5 x 12) + 24 + 60

= 270 in = 7,6194 m

Diameter kolom distilasi : 15,00 ft = 180 in = 4,572 m

- **Menentukan tinggi bagian dindinan kolom**

Umpan masuk = 27.306,5158 kg/jam = 60245,8241 lb/jam

Waktu tinggal volume sebesar 15 menit :

$$V_{liq} = \frac{60245,8241\ lb/jam}{53,9367\ lb/ft^3} \times \frac{15\ menit}{60\ \ menit/jam} = 279,0495$$

Ruang atas dan bawah berbentuk standard dished

V ruang = 0,0847 ft^3 = 52,9782 ft^3

Tinggi ruang (Ha = Lb) = 0,1690 ft = 1,6785 ft = 20,1416 in

Tinggi ruang total = Ha + Lb + Ha

= 20,1416 + 20,1416 + 276

= 316,2832 in = 26,3560 ft = 8,0330

V liq dalam shell = V liq - V ruang bawah

= 279,0495 - 52,9782

= 187,9713 ft^3

V_{ss} = (π.r^2.h)

= 279,2393 ft

P operasi = 1,5 atm = 22,035

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

$= 22{,}035 +$

$$= 22{,}035 + \frac{55{,}9567 \quad 1{,}850 \quad - \quad 1}{144}$$

$= 22{,}3653$ psia $= 1{,}5214$ atm

- **Menentukan tebal tangki (ts)**

Berdasarkan Brownell & Young halaman 254 dan 342, bahan yang digunakan High alloy Steel SA-240 grade B, F = 17500 ; C = 3/16

F = 17.500

ts =

$$= \frac{22{,}3653 \times 180}{2 \quad 17.500 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 22{,}3653} + \frac{3}{16}$$

$= 0{,}1439$

$$= \frac{2{,}3026}{16} + \frac{3}{16} = \frac{5{,}3026}{16} = \frac{5}{16} \text{ in}$$

- Standarisasi do :

do = di + 2 ts = 180,0000 + 0,6 = 180,6250 in = 181

Pendekatan do : 181 in (Brownel & Young tabel 5.7 hal 91)

di = do - 2ts = 181 - 0,625 = 180,38 in

- Menentukan tebal tutup atas dan bawah (tha-thb)

tha =

$$= \frac{0{,}885 \times 22{,}3653 \times 90{,}1875}{17.500 \times 0{,}8 - 0{,}1 \times 22{,}3653} + \frac{3}{16}$$

$= 0{,}1275$

$P_{design} = P_{process} + P_{mechanical}$

$= 22,025 +$

$= 22,025 + \frac{55,9507 \quad 1,850 \quad - \quad 1}{144}$

$= 22,3653 \quad psia = 1,52114 \quad mm$

- **Menentukan tebal tangki (ts)**

Berdasarkan Brownell & Young halaman 254 dan 342, bahan yang digunakan High alloy Steel SA-240 grade B, F = 17500 ; C = 3/16

$P = 17,500$

$ts =$

$= \frac{22,3653 \quad x \quad 180}{2 \quad 17,500 \quad x \quad 0,8 \quad - \quad 0,6 \quad x \quad 22,3653} + \frac{3}{16}$

$= 0,1439$

$= \frac{2,3026}{16} + \frac{3}{16} = \frac{5,3026}{16} = \frac{5}{16} \quad in$

- Standarisasi do :

do = di + 2 ts = 180,0000 + 0,6 = 180,6250 in = 181

Pendekatan do : 181 in (Brownell & Young tabel 5.7 hal 91)

di = do - 2ts = 181 - 0,6250 = 180,38 in

- Menentukan tebal tutup atas dan bawah (tha-thb)

$tha =$

$= \frac{0,885 \quad x \quad 22,3653 \quad x \quad 90,1875}{17,500 \quad x \quad 0,8 \quad - \quad 0,1 \quad x \quad 22,3653} + \frac{3}{16}$

$= 0,1275$

$$= \frac{2,0404}{16} + \frac{3}{16} = \frac{5,040}{16} = \frac{5}{16} \text{ in}$$

- Menentukan tinggi tutup atas dan bawah (standart dished head)

ha = hb = 0,169 x di = 0,169 x 180,38 = 30,4834 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 = 27.508,5158 kg/jam = 60645,8241 lb/jam

ρL = 55,9567 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho L} = \frac{60645,8241 \text{ lb/jam}}{55,9567 \text{ lb/ft3}} = 1083,7992 \text{ ft}^3\text{/jam} = 0,3011 \text{ ft}^3\text{/dt}$$

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

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

= 3,9 x 0,5826 x 1,6874

= 3,8342 in = 4 in

pilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 388) :

Nominal pipa = 4 in sch 40

OD = 4,5 in

ID = 4,025 in

A = 10,0489 in^2 = 0,06978 ft^2

b. Nozzle top kolom (B)

Rate = 27.508,5158 kg/jam = 60.645,8241 lb/jam

ρv = 0,1788 lb/ft3

$$= \frac{\Sigma L/D_h}{2g} + \frac{\Sigma}{2g} + \frac{\Sigma L/D_e}{2g} + \frac{h}{2g} \text{ in}$$

- Minimum head loss in each loop also must equal the sum of the loss in the other loops.

$\Delta h = \Delta h = 0.160 \times 10^{-6} = 0.160 \times 100.00 = 16.000$ in

4. Pressure drop at source

Now to find head loss distribution, assume pressure drop at source :

a. Assume 60% source

b. Assume top source

c. Assume pressure source

d. Assume pressure source

e. Assume top source

f. Assume top source

Liquid :

a. Assume 60% source (a)

Rate = 27,500,000 kg/day = 3440.3,000 kg/hr

μ_L = 55.0000 lb/ft^3

$$G = \frac{m}{\mu_L} = \frac{3440.3,000 \text{ kg/hr}}{55.0000 \text{ lb/ft}^3} = 1062.000 \text{ kg/hr-ft}^3$$

Total Reynolds Number for the pipe 12 in. 40 ribbon :

N_{Re} (pipe) = 1.9 $(D_h G/\mu)^{0.8}$

= 1.9 x 0.0820 x 1.0670

= 7.0041 in = 4 in

pipe size number (Reynolds Number Appendix K Ref : 3000) :

Nominal pipe : 4 in 40 ribbon

(Id) = 4.5 in

D_h = 4.015 in

A_c = 0.0000 in^2 = 0.0000 ft^2

b. Assume top source (b)

Rate = 27,500,000 kg/day = 1146.000 kg/hr

μ_L = 0.1700 lb/ft

$$Q = \frac{m}{\rho v} = \frac{60.645,8241 \text{ lb/jam}}{0,1788 \text{ lb/ft3}} = 339.182,4616 \text{ ft3/jam}$$

$$= 94,2174 \text{ ft3/dt}$$

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

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

= 3,9 x 7,7332 x 0,7995

= 24,1119 in = 24 in

pilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 390) :

Nominal pipa = 24 in sch 10

OD = 24 in

ID = 22,262 in

A = 2530,09 in^2 = 17,5701 ft^2

c. Nozzle refluks kondensor (C)

Rate = 27508,5158 kg/jam = 60.645,8241 lb/jam

ρL = 55,9567 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho L} = \frac{60.645,8241 \text{ lb/jam}}{55,9567 \text{ lb/ft3}} = 1.083,7992 \text{ ft}^3\text{/jam}$$

$$= 0,3011 \text{ ft}^3\text{/dt}$$

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

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

= 3,9 x 0,5826 x 1,6874

= 3,8342 in = 4 in

pilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 387) :

Nominal pipa = 4 in sch 40

OD = 4,5 in

ID = 4,025 in

A = 10,0489 in^2 = 0,06978 ft^2

d. Nozzle bottom kolom (D)

Rate = 27508,516 kg/jam = 60.645,8241 lb/jam

ρL = 55,9567 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho_v} = \frac{60{,}645{,}824{,}1 \ lb/jam}{0{,}7788 \ lb/ft^3} = 330{,}182{,}464{,}6 \ ft^3/jam$$

$$= 91{,}717{,}4 \ ft^3/dt$$

Dari Perry & Immerbrun 4th, pers. 15 hal. 590, didapat :

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

$$= 3{,}9 \times 7{,}7412 \times 0{,}7905$$

$$= 24{,}1719 \ in = 24 \ in$$

pilih pipa standar (Mc.Cabe & Smith & Harriott Appendix K hal : 896) :

Nominal pipa = 24 in sch 10

$OD = 24 \ in$

$ID = 22{,}562 \ in$

$A = 358{,}00 \ in^2 = 17{,}3701 \ ft^2$

c. Kecepatan rata-rata fluida (v)

$$flue = 27{,}908{,}319 \ kg/jam = 60{,}645{,}824{,}1 \ lb/jam$$

$$\rho_L = 55{,}9507 \ lb/ft^3$$

$$Q = \frac{m}{\rho_L} = \frac{60{,}645{,}824{,}1 \ lb/jam}{55{,}9507 \ lb/ft^3} = 1{,}083{,}7902 \ ft^3/jam$$

$$= 0{,}3011 \ ft^3/dt$$

Dari Perry & Immerbrun 4th, pers. 15 hal. 590, didapat :

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

$$= 3{,}9 \times 0{,}5824 \times 1{,}8274$$

$$= 3{,}8942 \ in = 4 \ in$$

pilih pipa standar (Mc.Cabe & Smith & Harriott Appendix K hal : 896) :

Nominal pipa = 4 in sch 40

$OD = 4{,}5 \ in$

$ID = 4{,}024 \ in$

$A = 10{,}0459 \ in^2 = 0{,}0699 \ ft^2$

d. Kecepatan laminar fluida (D)

$$flue = 27{,}908{,}319 \ kg/jam = 60{,}645{,}824{,}1 \ lb/jam$$

$$\rho_L = 55{,}9507 \ lb/ft^3$$

$$Q = \frac{m}{\rho L} = \frac{60.645,8241 \text{ lb/jam}}{55,9567 \text{ lb/ft}^3} = 1.083,7992 \text{ ft}^3\text{/jam}$$

$$= 0,3011 \text{ ft}^3\text{/dt}$$

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

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

= 3,9 x 0,5826 x 1,6874

= 3,8342 in = 4 in

pilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 387) :

Nominal pipa = 4 in sch 40

OD = 4,5 in

ID = 4 in

A = 10 in^2 = 0,1 ft^2

e. Nozzle uap reboiler (E)

Rate = 27508,5158 kg/jam = 60.645,8241 lb/jam

ρv = 0,1788 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho v} = \frac{60.645,8241 \text{ lb/jam}}{0,1788 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 339.182,4616 \text{ ft}^3\text{/jam}$$

$$= 94,2174 \text{ ft}^3\text{/dt}$$

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

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

= 3,9 x 7,73 x 0,7995

= 24,1119 in = 24 in

pilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 390) :

Nominal pipa = 24 in sch 40

OD = 24 in

ID = 22,262 in

A = 2530,09 in^2 = 17,5701 ft^2

Dari Brownell & Young, gambar 12.2 hal. 221 didapat dimensi

$$Q = \frac{m}{\rho L} = \frac{90.645,8241 \text{ lb/jam}}{55,9567 \text{ lb/ft}^3} = 1.083,7992 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,3011 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

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

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

$= 3,9 \times 0,5826 \times 1,0874$

$= 2,8342 \text{ in} = 4 \text{ in}$

pilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 387) :

Nominal pipa = 4 in sch 40

OD = 4,5 in

ID = 4 in

A = 10 in^2 = 0,1 ft^2

c. Nozzle uap reboiler (E)

Rate = 27508,5158 kg/jam = 60.645,8241 lb/jam

ρv = 0,1788 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho v} = \frac{60.645,8241 \text{ lb/jam}}{0,1788 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 339.182,4816 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 94,2174 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

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

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

$= 3,9 \times 7,73 \times 0,7095$

$= 24,1119 \text{ in} = 24 \text{ in}$

pilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 390) :

Nominal pipa = 24 in sch 40

OD = 24 in

ID = 22,250 in

A = 2530,00 in^2 = 17,5701 ft^2

Dari Brownell & Young, gambar 12.2 hal. 221 didapat dimensi

3. Tray

-	Jumlah Tray	:	12 tray
-	Tray spacing	:	15 in
-	Susunan Pitch	:	Segitiga
-	Bahan konstruksi	:	High alloy Steel SA-240 grade B

4. Downcomer

-	Lebar (Wd)	:	0,01302 in
-	Luas	:	81,9372 in
-	Bahan konstruksi	:	High alloy Steel SA-240 grade B

5. Nozzle

-	Diameter Nozzle feed masuk	:	4 in
-	Diameter Top Kolom	:	24 in
-	Diameter Refluks Kondensor	:	4 in
-	Diameter Uap Reboiler	:	24 in
-	Diameter Bottom Kolom	:	4 in

15 Kondensor MD I (E-133)

Fungsi : Mengkondensasikan uap yang keluar dari destilat MD I

Jumlah : 1 buah

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Direncanakan :

- Pipa ukuran 3/4 in , 16 BWG
- Susunan square pitch
- Pt = 1 in
- Rd = 0,0035 jam.ft^2.^{0}F/Btu
- ΔP air = 10 psi
- ΔP uap = 2 psi

Perhitungan :

1. Neraca massa dan panas

Dari APP B diketahui panas pada kondensor :

Q = 1.166.710,4551 kkal/jam

Q = 4.629.880,4333 Btu/jam

Dari App A diketahui massa (M) masuk kondensor :

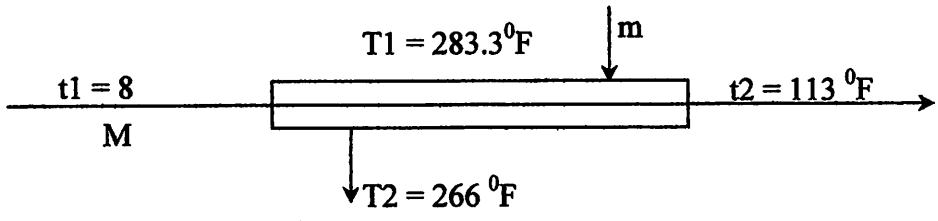
M = 8.568,1286 kg/jam

M = 18.889,4677 lb/jam

Dari APP B di ketahui kebutuhan brine pendingin :

m = 77.757,3698 kg/jam

m = 171.425,4526 lb/jam



2. Perhitungan ΔTLMTD

t_1(brine pendingin) masul = 30 °C= 86 °F

t_2(brine pendingin) kelua = 45 °C = 113 °F

T_1 (dari destilat MD1) masuk = 140,05 °C = 284,09 °F

T_2 (dari destilat MD1) keluar = 131,33 °C = 268,39 °F

Δt_1 = 284,09 - 113 = 171,09 °F

Δt_2 = 268,39 - 86 = 182,39 °F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{Ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)} = \frac{(171,09 - 182,39)}{\ln\left[\frac{171,09}{182,39}\right]}$$

$= 176,68$ °F

3. Suhu kaloric

$Tc = ½ (T_1 + T_2) =$ 276,24 °F

$tc = ½ (t_1 + t_2) =$ 176,74 °F

4. Menghitung U_D

Untuk kondensor dengan pendingin brine nilai Ud = 40 - 100

Trial $U_D =$ 100 BTU/jam.ft2.0F

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{4.629.880,43}{100 \times 176,68} = 262,0463525 \ ft^2$$

$$Nt = \frac{A}{a'' \times l} = \frac{262,0464}{0,1963 \times 12} = 111,2440$$

Dari Kern tabel 9 hal 842 susunan square pitch didapatkan :

$\frac{3}{4}$ in OD, 16 BWG, $P_T = 1$ in, susunan didapatkan Nt standart = 111 buah

n = 6, IDs = 21,254 in.

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Nt \times U_D}{Nt \text{ standart}} = \frac{111,24 \times 100}{111}$$

$= 100,2198$ Btu/jam.ft2.oF

U_D koreksi < U_D trial, maka U_D memenuhi

Kesimpulan sementara rancangan HE ;

1. Bagian shell : type H.E 2-4, IDs = 21,25 in, n' = 2, B =IDs,de = 0,95
2. Bagian tube : di = 0,620 in, do = ¾ in, n = 4, $P_T = 1$, L = 12

a' = 0,302, a" = 0,1963, c' = 0,25, Nt = 246 buah

Evaluasi perpindahan panas

Shell (bahan)	Tube (brine)
5. $a_s = \frac{IDS \times C' \times B}{n' \times Pt \times 144}$	5. $a_t = \frac{a' \times Nt}{n \times 144}$
$a_s = 15 \times 0,25 \times 21,25$	$a_t = 0,302 \times 111$

$a_s = \frac{2 \times 1 \times 144}{0{,}2813}$ ft^2	$a_t = \frac{4 \times 144}{0{,}0582}$ ft^2
$G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{18.889{,}4677}{0{,}2813}$	$Gt = \frac{m}{a_t} = \frac{171.425{,}45}{0{,}0582}$
= 67.149,599	= 2.945.559,952
pada Tc = 276,24 ^{0}F	pada tc = 176,74 ^{0}F
didapat	didapat
μ = 0,2087 cp *(Geankoplis,876)*	μ = 0,3584 cp *(kern, 822)*
$Nre = \frac{de \times Gs}{\mu \times 2{,}42}$	$Nre = \frac{di \times Gt}{\mu \times 2{,}42}$
$= \frac{0{,}95 \times 67.149{,}60}{0{,}2087 \times 2{,}42}$	$= \frac{0{,}62 \times 2.945.560}{0{,}3584 \times 2{,}42}$
= 126.331,73	= 2.105.836,5636
6. JH = 60 *(kern, hal, 838)*	6. JH = 250 *(kern, hal, 834)*
7. $ho = JH \frac{k}{de}\left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	$hi = JH \frac{k}{de}\left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$
Cp = 1,62 *(Yaws, Chem. Eng)*	Cp = 0,79 *(Yaws,Chem.Eng)*
μ = 0,2087 *(Yaws, Chem. Eng)*	μ = 0,36 *(Yaws,Chem.Eng)*
k = 0,0301 Btu/j.ft^2.°F/ft *(Yaws, Chem. Eng)*	k = 0,33 Btu/j.ft^2.°F/ft *(kern, hal, 800)*
ho = 21,3492	hi = 74,5012

8. $Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$ ⟶ $hio = hi \times \frac{di}{do} = 61{,}5876$

$$Uc = \frac{61{,}5876 \times 21{,}3492}{61{,}5876 + 74{,}5012}$$

$$= 9{,}6617$$

9. Mencari faktor kekotoran pipa terpakai (Rd)

$$Rd = \frac{Uc - U_D}{Uc \times U_D}$$

$$R\,d = \frac{9{,}6617 - 100{,}2198}{9{,}6617 \times 100{,}2198}$$

$= -0{,}0935235 > 0{,}0035$

Rd > Rd ketetapan (memenuhi)

Evaluasi ΔP

Shell	Tube
1. Nre = 126.331,7339 Dari *Kern, fig 29 hal 839*: f = 0,008	1. Nre = 2.105.836,6 Dari *Kern, fig 26 hal 836* : f = 0
2. $\rho = \frac{144 \times P \times BM}{1545 \times (460 + T)}$ P = 1 atm = 15 psi BM = 398,59 ρ = 0,7415 Sg uap = $\frac{\rho}{62{,}5}$ = $\frac{0{,}7415}{6{,}25}$ = 0,1186 $\Delta Ps = \frac{1}{2} \times \frac{f.Gs^2.IDS.(N+1)}{(5{,}2.10^{10}).de.Sg.\phi s}$ = 0,1264 = 0,1264 < 2 psi (memenuhi)	2. $\Delta P_L = \frac{f.Gt^2.n.l}{(5{,}2.10^{10}).di.Sg.\phi t}$ ΔP = 1,8167 psi Dari *Kern, fig 27* $\frac{V^2}{2gc}$ = 0,028 $\Delta Pn = \frac{4n}{s_g}\left[\frac{V^2}{2gc} \times \frac{\rho}{144}\right]$ ΔPn = 0,1882 psi ΔPt = ΔPn + ΔP1 = 0,1882 + 1,8167 = 2,0049 = 2,0049 < 10 psi (memenuhi)

Spesifikasi peralatan :

Fungsi : Untuk mendinginkan dan mengembunkan hasil atas destilasi.

Tipe : shell and tube heat exchanger

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 Grade B

Dimensi :

IDS	:	15,25	in
OD	:	0,75	in
L	:	12	ft
Nt	:	111	buah
Jumlah	:	1	buah

16. Akumulator MD I (F-134)

A. Dasar perancangan

Fungsi : Untuk menampung sementara kondensat dari kondensor 1

Type : Horizontal akumulator

Bahan konstruksi	:	*SA-167 grade 3 type 304*
Stress di ijinkan	:	16000
Tipe pengelasan	:	Double Welded Butt Joint (E = 0,80)
faktor korosi	:	2/16 in
Ditetapkan Ls	:	3Di
waktu tinggal	:	5 menit
kapasitas	:	8.568,13 kg/jam = 18889,468 lb/jam
Suhu Operasi	:	133,95 °C
Tekanan Operasi	:	1 atm = 14,696 psia
Densitas campuran	:	54,1585 lb/ft^3

B. Menghitung volume tangki

Volume larutan selama waktu tinggal 1 hari

$$V_L = \frac{\text{massa liquid}}{\rho_{liquida}}$$

$$= \frac{18889,468}{54,1585}$$

$$= 348,7811 \ ft^3 = 9,8777 \ m^3$$

C. Menentukan volume tangki (V_T)

Asumsi : Methacrolein pada storage mengisi 80 % dari volume *storage* total, sehingga volume ruang kosong pada storage sebesar 20 %.

V_T = VRK + VL

V_T = 20 % V_T + 9,8777 m^3

V_T = 11,6208 m^3 = 410,33 ft^3

D. Menentukan diameter tangki (di)

Perbandingan tinggi silinder (Ls) dengan diameter tangki (di) adalah

Ls/Di = 3

VT = Vsilinder + 2 Vdished

$= (0{,}25 \cdot \pi \cdot Di^2 \cdot Ls) + 2(0{,}0847 \cdot Di^3)$

410,3307 = 2,5244 di^3

di^3 = 162,5458

di = 5,4575 ft = 65,4897 in = 1,6634 m

E. Menentukan tinggi liquid dalam silinder (hL)

- $V_{liquid} = \frac{\pi}{4} \cdot di^2 \cdot Ls$

$$9{,}8777 = \frac{3{,}14}{4} \times 29{,}7841 \times Ls$$

Ls = hL = 0,4225 m = 1,39 ft

F. Menentukan tekanan desain

$$P_{hidrostatis} = \frac{\rho(HL - 1)}{144} + P_{operasi}$$

$$= \frac{54{,}1585 \times [1{,}39 - 1]}{144} + 14{,}7$$

$$= 14{,}8452$$

(pers. 3-17 hal. 46 Brownell & Young)

G. Menentukan tebal tangki (t_s)

Jika tekanan yang berpengaruh pada tangki sudah didapat maka tebal silinder dapat dirancang dimana dasar rancangannya adalah sebagai berikut :

Tipe pengelasan : *Double Welded Butt Joint*

Stress diijinkan (f) : 16000

Faktor pengelasan (E) : 0,80

Faktor korosi (C) : 2/16

- $ts = \frac{pi \cdot di}{2(f \cdot E - 0{,}6 \cdot pi)} + C$ (Brownell and Young, 1959)

$$= \frac{14{,}845 \times 65{,}4897}{2 \times 12650 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 14{,}845} + \frac{2}{16}$$

$$ts = 0{,}1106 + \frac{2}{16} = 0{,}2356 = \frac{3}{16}$$

- Standardisasi do :

Do = di + (2 × ts)

$$Do = 65{,}49 + 2 \times \frac{3}{16}$$

Do = 65,8647 in

Berdasarkan brownell and Young, tabel 5-7, hlm.89 diperoleh :

do = 66 in = 792 ft = 1,6764

di = do - 2 ts

di = 66 - 0,375

di_{baru} = 65,6250 in = 5,4688 ft

Cek hubungan Ls dengan di :

V_{total} = Vtutup bawah + Vtutup bawah + Vsilinder

$410{,}33\ ft^3 = 0{,}0847\ di^3 + 0{,}0847 \cdot di^3 + \frac{\pi}{4} \cdot di^2 \cdot Ls$

$410{,}33\ ft^3 = 27{,}706 + 23{,}477\ Ls$

382,62 ft = 23,477 Ls

= 16,298 ft > 3 (memenuhi)

= 195,5727 in = 4,968 m

H. Menentukan tebal tutup atas dan bawah (th)

Bentuk tutup atas dan bawah adalah standard dished head, sehingga tha = thb

syarat r = di = 65,6250 in

$$tha = \frac{0{,}885 \cdot pi \cdot r}{(f \cdot E - 0{,}1 \cdot pi)} + C$$

$$tha = \frac{0{,}855 \times 14{,}8452 \times 65{,}6250}{16000 \times 0{,}8 - 0{,}1 \times 14{,}8452} + \frac{2}{16}$$

= 0,2102 in = 0,0053 m

= 3/16 in

I. Menentukan tinggi tutup atas dan bawah (h)

Bentuk tutup atas dan bawah adalah standard dished head, sehingg ha = hb

Dari *Brownell and Young, fig.5-8, hlm.87* diperoleh :

$a = \frac{di}{2}$

$b = r - \sqrt{(BC^2 - AB^2)}$

AB = di/2 – icr

BC = r – icr

$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$

h = th + b + sf

Dimana:

di = diameter dalam akumulator = 66 in

ts = tebal silinder = 3/16 in = 0,0048 m

th = tebal tutup = 3/16 in = 0,0048

Rc = crown radius = di = 65,6250 in

icr = knuckle radius = 0,06.r = 0,0369 in

$a = \frac{66}{2} = 33$ in

AB = 32,9631 in

BC = 65,5881 in

AC = 56,7030 in

b = 8,9220 in

Dari *Brownell and Young, tabel 5-6, hlm.88*, ts = 3/16 in diperoleh harga sf = 1,5 in, maka :

h = 10,6095 in = 0,2695 m

J. Menentukan panjang akumulator

$H = h_a + h_b + Ls$

H = 10,609 + 10,6095 + 195,5727

H = 216,7916 in = 5,5065071 m

K. Spesifikasi akumulator

Tipe	:	Horizontal drum dengan tutup standard dished
Bahan kostruksi	:	*SA-167 grade 3 type 304*
Kapasitas	:	8.568,13 kg/jam = 18889,468 lb/jam

Volume tangki (V_T)	:	11,6208	m^3
Diameter dalam (D_i)	:	1,6634	m
Diameter luar (D_o)	:	1,6764	m
Tebal silinder (ts)	:	1/16	m
Tinggi silinder (Ls)	:	4,9675	m
Tebal tutup atas (t_{ha})	:	0,0053	m
Tebal tutup atas (t_{hb})	:	0,0053	m
Tinggi tutup atas (h_a)	:	0,2695	m
Tinggi tutup bawah h_b)	:	0,2695	m
Jumlah	:	1 buah	

17. Pompa (L-141)

Fungsi : Memompa dari akumulator menuju Destilasi II (D-140)

(E-131)

Jumlah 1 buah

Tipe : *Centrifugal pump*

Dasar perhitungan :

- Densitas campuran = 54,1585 lb/ft^3
- Viscositas campuran pada suhu (133,95 C):

C_6H_6	=	0,2411	C_8H_8	=	0,2876
C_7H_8	=	0,2698	H_2O	=	0,2006
C_8H_{10}	=	0,2704			

- Rata-rata = 0,2411 + 0,2698 + 0,2704 + 0,2876 + 0,2006

  = 0,2539 cp = 0,0001706 lb/ft.detik
- Kebutuhan campuran = 8.576,916 kg/jam = 18.908,840 lb/jam
- Debit Alir (Qp) = $\frac{\text{Kebutuhan campuran}}{\text{Densitas campuran}}$

  $= \frac{18.908,84}{54,1585}$

  = 349,139 ft^3/jam = 0,0970 ft^3/s

- Diameter Optimum (Di opt) (peter and Timmerhauuss, hal. 525)

  Di opt = $4,7\ (Qp)^{0,49}\ (\rho)^{0,14}$ in

  Di opt = 5,9472 in

  dipilih = 6,625 in

  Maka dipilih pipa dengan diamete 6,625 in

- Dari Geankoplis App. A-5 tabel 11 hal. 892 didapatkan :

  Pipa dengan D nominal 6,625 in schedule 40 ;

  OD = 6,6250 in = 0,5519 ft

  ID = 6,0650 in = 0,5052 ft

  A = 28,886 in^2 = 0,2006 ft^2

- kecepatan linear

  v = Q/A

  v = $Q / (1/4 . \pi . ID^2)$

  = 0,4840

- Nre = $\frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu}$

  Nre = $\frac{6,6250 \times 0,4840 \times 54,1585}{0,0001706}$

  = 1.018.027,85

  Jenis pipa : commercial steel pipe dengan harga ε = 0,000046

- Dari Geankoplis hal 88 didptkan factor friction = 0,005

  ε / D = 0.000046/6.625C = 0,000083

  Harga Nre 1.018.027,849 , sehingga aliran merupakan turbulen flow

  Perencanaan :

  Tinggi head = 10 ft

  Panjang pipa lurus (L) = 100 ft

- 4 buah elbow 90°, L/D = 35 ft

  Diameter dalam = 0,5519 ft = 0,1682097 m

  Maka :

  Lo1 = 4 x 35 x 6,625 = 70,7300 ft

- 2 buah gate valve ; L/D = 9

  Lo2 = 2 x 9 x 6,625 = 9,0939 ft

  Sehingga total panjang pipa

  L+Lo = L + (Lo1 + Lo 2)

  = 100 + 70,730 + 9,0939

  = 179,8239 ft

- **Friksi-friksi**

- friksi pada pipa dari fitting (F_1)

  = $\frac{2f \cdot v^2 \cdot (L - Lo)}{gc \cdot Di}$

  = $\frac{0,01 \times 0,2343 \times 20,18}{32,2 \times 0,5052}$ = 0,0029057

- Friksi karena kontraksi dan perbesaran (F2)

$$= \frac{kc \cdot v_1^2 \cdot (v_1 - v_2)^2}{2 \cdot L \cdot gc}$$

$$= \frac{0,5 \times 0,2343 \times 0,2343}{2 \times 100 \times 32,2}$$

$$= 4,2617E\text{-}06$$

- Total Friksi : F = F1 + F2

F = 0,0029057 + 4,2617E-06

= 0,00291 ft.lbf/lbm

- Daya Pompa

$$W = \Delta Z\,(g/gc) + \Delta(v^2/2gc) + \Delta P(v) + F$$

$$= 25 \frac{32}{32,2} + \frac{0,2343}{64,4} + 1\,(0) + 0,00291$$

$$= 25,0065$$

$$P = \frac{Q \cdot W \cdot \rho}{550} (Hp)$$

$$= \frac{0,0970 \times 25,0065 \times 54,1585}{550}$$

$$= 0,238810$$

Bila Effisiensi pompa = 57 %(fig 2.10.1 Geankoplis hal 84)

Effisiensi motor = 88 %(fig 2.10.1 Geankoplis hal 84)

Maka : Daya Pompa = 0,2030 Hp

Daya motor = 0,1786 Hp

Jadi digunakan motor dengan daya 0,5 Hp

19. Pompa (L-136)

Fungsi : Memompa dari reboiler (E-135) menuju storage produk stirena monomer (F-138)

Jumlah 1 buah

Tipe : *Centrifugal pump*

Dasar perhitungan :

- Densitas campuran = 56,5583 lb/ft^3
- Viscositas campuran pada suhu (144,61 C):

C_6H_6	=	0,2101	C_8H_8	=	0,2378
C_7H_8	=	0,2301	H_2O	=	0,2186
C_8H_{10}	=	0,2413			

- Rata-rata = 0,2101 + 0,2301 + 0,2413 + 0,2378 + 0,2186
  = 0,2276 cp = 0,0001529 lb/ft.detik
- Kebutuhan campuran = 18.940,387 kg/jam = 41.756,356 lb/jam
- Debit Alir (Qp) = $\frac{\text{Kebutuhan campuran}}{\text{Densitas campuran}}$

$$= \frac{18.940,39}{56,5583}$$

= 334,88258 ft^3/jam = 0,0930 ft^3/s

- Diameter Optimum (Di opt) (peter and Timmerhauuss, hal. 525)

Di opt = $4,7\ (Qp)^{0,49}\ (\rho)^{0,14}$ in

Di opt = 6,5104 in

dipilih = 6,625 in

Maka dipilih pipa dengan diamete 6,625 in

- Dari Geankoplis App. A-5 tabel 11 hal. 892 didapatkan :

Pipa dengan D nominal 6,625 in schedule 40 ;

OD = 6,6250 in = 0,5519 ft

ID = 6,0650 in = 0,5052 ft

A = 28,886 in^2 = 0,2006 ft^2

- kecepatan linear

  v = Q/A

  v = $Q / (1/4 . \pi . ID^2)$

  = 0,4643

- Nre = $\frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu}$

  Nre = $\frac{6,6250 \times 0,4643 \times 56,5583}{0,0001529}$

  = 1.137.659,33

  Jenis pipa : commercial steel pipe dengan harga ε = 0,000046

- Dari Geankoplis hal 88 didptkan factor friction = 0,017

  ε / D = 0.000046/6.625C = 0,000083

  Harga Nre 1.137.659,325 , sehingga aliran merupakan turbulen flow

  Perencanaan :

  Tinggi head = 10 ft

  Panjang pipa lurus (L) = 200 ft

- 4 buah elbow 90°, L/D = 35 ft

  Diameter dalam = 0,5519 ft = 0,1682097 m

  Maka :

  Lo1 = 4 x 35 x 6,625 = 70,7300 ft

- 2 buah gate valve ; L/D = 9

  Lo2 = 2 x 9 x 6,625 = 9,0939 ft

  Sehingga total panjang pipa

  L+Lo = L + (Lo1 + Lo 2)

  = 200 + 70,730 + 9,0939

  = 279,8239 ft

- **Friksi-friksi**

- friksi pada pipa dari fitting (F_1)

  = $\frac{2f \cdot v^2 \cdot (L - Lo)}{gc \cdot Di}$

  = $\frac{0,034 \times 0,2155 \times 120,18}{32,2 \times 0,5052}$ = 0,0541381

- Friksi karena kontraksi dan perbesaran (F2)

$$= \frac{kc \cdot v_1^2 \cdot (v_1 - v_2)^2}{2 \cdot L \cdot gc}$$

$$= \frac{0,5 \times 0,2155 \times 0,2155}{2 \times 200 \times 32,2}$$

$$= 1,8036E\text{-}06$$

- Total Friksi : F = F1 + F2

F = 0,0541381 + 1,8036E-06

= 0,05414 ft.lbf/lbm

- Daya Pompa

$$W = \Delta Z\,(g/gc) + \Delta(v^2/2gc) + \Delta P(v) + F$$

$$= 25\,\frac{32}{32,2} + \frac{0,2155}{64,4} + 1\,(0) + 0,05414$$

$$= 25,0575$$

$$P = \frac{Q \cdot W \cdot \rho}{550}\,(Hp)$$

$$= \frac{0,0930 \times 25,0575 \times 56,5583}{550}$$

$$= 0,239696$$

Bila Effisiensi pompa = 67 %(fig 2.10.1 Geankoplis hal 84)

Effisiensi motor = 88 %(fig 2.10.1 Geankoplis hal 84)

Maka : Daya Pompa = 0,2037 Hp

Daya motor = 0,1793 Hp

Jadi digunakan motor dengan daya 0,5 Hp

20. Cooler produk stirena monomer (E-142)

Fungsi : mendinginkan dan menurunkan suhu, dialirkan menuju storage (F-138)

Jumlah : 1 buah

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Direncanakan :

- Pipa ukuran 3/4 in , 16 BWG
- Susunan square pitch
- Pt = 1 in
- Rd = 0,0035 jam.ft^2.^{0}F/Btu
- ΔP air = 10 psi
- ΔP uap = 2 psi

Perhitungan :

1. Neraca massa dan panas

Dari APP B diketahui panas pada kondensor :

Q = 165.715,1777 kkal/jam

Q = 657.610,854 Btu/jam

Dari App A diketahui massa (M) masuk kondensor :

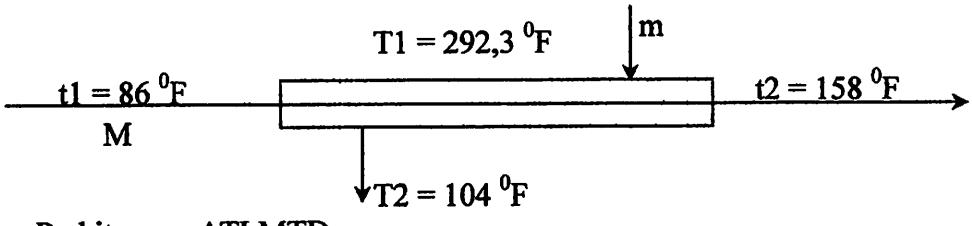
M = 156,7438 kg/jam

M = 345,5604 lb/jam

Dari APP B di ketahui kebutuhan air pendingin :

m = 0,3452 kg/jam

m = 0,7611 lb/jam



2. Perhitungan ΔTLMTD

t_1 (air pendingin) masuk = 30 °C = 86 °F

t_2 (air pendingin) keluar = 70 °C = 158 °F

T_1 (hasil bawah MD1) masuk = 144,61 °C = 292,3 °F

T_2 (hasil atas MD1) keluar = 40,00 °C = 104 °F

Δt_1 = 292,3 - 158 = 134,3 °F

Δt_2 = 104 - 86 = 18 °F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{Ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)} = \frac{(134,3 - 18)}{\ln\left[\frac{134,3}{18}\right]}$$

= 57,87 °F

3. Suhu kaloric

$Tc = ½ (T_1 + T_2) =$ 198,15 °F

$tc = ½ (t_1 + t_2) =$ 76,149 °F

4. Menghitung U_D

Untuk kondensor dengan pendingin air nilai Ud = 100 - 200

Trial U_D = 110 BTU/jam.ft2.0F

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{657.610,85}{110 \times 57,87} = 103,3077719 \ ft^2$$

$$Nt = \frac{A}{a'' \times l} = \frac{103,3078}{0,1963 \times 12} = 43,8562$$

Dari Kern tabel 9 hal 842 susunan square pitch didapatkan :

$\frac{3}{4}$ in OD, 16 BWG, P_T = 1 in, susunan didapatkan Nt standart = 26 buah

n = 2, IDs = 8 in.

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Nt \times U_D}{Nt \text{ standart}} = \frac{43,86 \times 110}{26}$$

= 185,5457 Btu/jam.ft2.oF

U_D koreksi < U_D trial, maka U_D memenuhi

Kesimpulan sementara rancangan HE ;

1. Bagian shell : type H.E 1-2, IDs = 8 in, n' = 1, B =IDs,de = 0,95
2. Bagian tube : di = 0,620 in, do = ¾ in, n = 2, P_T = 1, L = 12

a' = 0,302, a" = 0,1963, c' = 0,25, Nt = 26 buah

Evaluasi perpindahan panas

Shell (bahan)	Tube (air)
5. $a_s = \frac{IDS \times C' \times B}{n' \times Pt \times 144}$	5. $a_t = \frac{a' \times Nt}{n \times 144}$
$a_s = \frac{13,25 \times 0,25 \times 13,25}{1 \times 1 \times 144}$	$a_t = \frac{0,302 \times 26}{2 \times 144}$
$a_s = 0,3048\ ft^2$	$a_t = 0,0273\ ft^2$
$G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{345,5604}{0,3048}$	$Gt = \frac{m}{a_t} = \frac{0,76}{0,0273}$
$= 1.133,743$	$= 27,917$
pada Tc = 198,15 ^0F	pada tc = 76,149 ^0F
didapat	didapat
μ = 0,4961 cp *(Yaws,Chem.Eng)*	μ = 1,05 cp (*kern, 822*)
$Nre = \frac{de \times Gs}{\mu \times 2,42}$	$Nre = \frac{di \times Gt}{\mu \times 2,42}$
$= \frac{0,95 \times 1.133,74}{0,4961 \times 2,42}$	$= \frac{0,62 \times 28}{1,05 \times 2,42}$
= 897,12	= 6,8117
6. -	6. -
7. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas (ho)	7. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas (hi)
Trial ho antara 150-300 Btu/j.ft^2.^{o}F	$v = \frac{Gt}{3600 \cdot \rho}$
Trial = 300	$v = \frac{27,917}{3600 \times 62,5}$
$tw = tc + \frac{ho}{ho + hio}(Tc - tc)$	v = 0,0001 ft/s
tw = 117,03	hi dicari pada gambar 25 hal 835-Kern, dan di lakukan koreksi
tf = (Tc + tw)/2 = 157,59	
$G'' = \frac{M}{l \cdot Nt^{2/3}}$	

$= \frac{156,7438}{12 \times 8,7764}$ $= 1,4883$ μf = 0,3696 *(Yaws, Chem. Eng)* kf = 0,1595 Btu/j.ft^2.°F/ft *(Yaws, Chem. Eng)* sf = 0,98 *(tabel 6 kern)* ho = 360 (memenuhi) *(fig12.9 Kern)*	$hio = hi\left(\frac{di}{do}\right)$ $hio = 720 \times \frac{0,62}{0,75}$ $= 595,2$

8. $Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$

$$Uc = \frac{595,2 \times 360}{595,2 + 360}$$

$$= 224,3216$$

9. Mencari faktor kekotoran pipa terpakai (Rd)

$$Rd = \frac{Uc - U_D}{Uc \times U_D}$$

$$R\,d = \frac{224,3216 - 185,5457}{224,3216 \times 185,5457}$$

$$= 0,00093 > 0,0035$$

Rd > Rd ketetapan (memenuhi)

Evaluasi ΔP	
Shell	Tube
1. Nre = 897,1248 Dari *Kern, fig 29 hal 839* : f = 0,0018	1. Nre = 6,8117 Dari *Kern, fig 26 hal 836* : f = 0,000105

2. $\rho = \frac{144 \times P \times BM}{1545 \times (460 + T)}$ P = 3 atm = 44,088 psi BM = 372,09 ρ = 2,3232 Sg uap = $\frac{\rho}{62,5}$ = $\frac{2,3232}{6,25}$ = 0,37170479 $\Delta Ps = \frac{1}{2} \times \frac{f.Gs^2.IDS.(N+1)}{(5,2.10^{10}).de.Sg.\phi s}$ = 0,0000 = 0,0000 < 2 psi (memenuhi)	2. $\Delta P_L = \frac{f.Gt^2.n.l}{(5,2.10^{10}).di.Sg.\phi t}$ ΔP = 0,0000 psi Dari *Kern, fig 27* $\frac{V^2}{2gc}$ = 0,001 $\Delta Pn = \frac{4n}{s_g}\left[\frac{V^2}{2gc} \times \frac{\rho}{144}\right]$ ΔPn = 0,0067 psi ΔPt = ΔPn + ΔP1 = 0,0067 + 1E-10 = 0,0067 = 0,0067 < 10 psi (memenuhi)

Spesifikasi peralatan :

Fungsi : Untuk mendinginkan dan mengembunkan hasil atas destilasi.

Tipe : shell and tube heat exchanger

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 Grade B

Dimensi :

IDS = 8 in

OD = ¾ in

L = 12 ft

Nt = 26 buah

Jumlah : 1 buah

21. Storage produk Stirena Monomer (F-138)

Fungsi : Untuk tempat penyimpanan produk stirena monomer

Jumlah : 3 Buah

Type : Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished

Direncanakan: :

- Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA-240 grade M type 316
- Allowable stress : 18750
- Tipe pengelasan : Double Welded Butt Joint (E=0,8)
- Faktor korosi : 1/16 in
- Waktu tinggal : 7 Hari
- Fluida mengisi storage 80%

Dasar perencanaan :

- Massa bahan masuk : 6.313,462 kg/jam = 2338334,748 lb/h
- Densitas bahan : 54,1256 lb/ft^3
- Suhu operasi : 40 °C
- Tekanan operasi : 1 atm

Perhitungan :

A. Menghitung volume tangki

Volume larutan selama waktu tinggal 1 hari

$$V_L = \frac{\text{massa liquid}}{\rho_{liquida}} = \frac{2338334,748}{54,1256} = 43201,9834 \quad ft^3$$

Liquida mengisi tangki sebesar 80% dari volume total

$$V_T = V_L + V_{RK}$$

$$V_T = 43201,9834 + 0,2\ V_T$$

$$V_T = 54002,4792 \quad ft^3$$

B. Menentukan diameter tangki

Asumsi Ls = 1,5 di

$$V_T = V_{shell} + V_{dish}$$

$$V_T = \frac{1}{4}\pi\, di^2\, L + 0,0847\, di^3$$

$54002{,}48 = 0{,}7850\ di^2\ (1{,}5\ di) + 0{,}0847\ di^2$

$54002{,}48 = 1{,}1775\ di^2 + 0{,}0847\ di^2$

$54002{,}48 = 1{,}2622\ di^2$

di = 34,9753 ft = 419,7040 in = 10,661 m

C. Menentukan tinggi silinder

Ls = 1,5 di

= 1,5 34,975

= 52,4630 ft

= 629,5560 in

D. Menentukan tinggi fluida dalam silinder (hl)

$V_l = \frac{1}{4}\pi\, di^2\, hl$

43201,98 = 960,27 hl

hl = 44,989 ft = 539,8730 in

E. Menentukan tekanan design

$P_{hidrostatis} = \frac{\rho(hl - 1)}{144}$

$= \frac{54{,}1256\ (44{,}989 - 1)}{144}$

= 16,5344 psia

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

= 14,7 + 16,5344

= 31,2344 psia

= 16,5344 psig

F. Menentukan tebal tangki (ts)

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

$ts = \frac{16{,}5344 \cdot 419{,}7040}{2(18750 \cdot 0{,}8 - 0{,}6 \cdot 16{,}534)} + 0{,}0625$

= 0,29 in = 4,7035 ≈ 5/16 in

Standardisasi do :

do = di + 2 ts

= 419,70 + 2 x 5/16

= 420,2919 in

r = di = 10,661 m = 419,7093

icr = 6% dari *di*

= 0,06 10,661

= 0,6396

sf = 1,5 - 2,25 2

G. Menentukan harga di baru

di = do - 2 ts

= 420 - 2 12/16

= 418,7919 in

Ls = 1,5 x di

= 1,5 x 418,7919

= 628,1879 in

H. Menentukan tebal tutup (tha)

Bentuk tutup atas adalah standard dished head

$$tha = \frac{0,885 \times Pi \times r}{2(f.E - 0,1.Pi)} + C$$

$$= \frac{0,885 \times 16,534 \times 0,6396}{2 \times (18750 \times 0,8 - 0,1 \times 16,534)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,06281203 \text{ in} = \frac{1,005}{16} \quad 0,125$$

I. Menentukan tinggi storage

Bentuk tutup atas adalah standard dished head

Ha = 0,169 x di

= 0,169 x 418,7919

= 70,7758 in

H = tinggi silinder + tinggi tutup atas

= 629,6 + 2/16 = 629,6810

Spesifikasi Peralatan :

Fungsi : Untuk tempat penyimpanan produk stirena monomer

Type : Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished

Bahan konstruksi : Carbon Stell SA – 240 grade M type 316

Volume tangki	:	43201,9834	ft^3	:	1223,3506	m^3
Diameter dalam	:	418,7919	in	:	10,6373	m
Diameter luar	:	420,2919	in	:	10,6754	m
Tebal silinder	:	5/16	in	:	0,0075	m
Tinggi silinder	:	629,5560	in	:	15,9908	m
Tebal tutup	:	2/16	in	:	0,0032	m
Tinggi tutup	:	70,77583494	in	:	1,7977	m
Tinggi storage	:	629,6810	in	:	15,9939	m
Jumlah	:	1	buah			

22. Destilasi II (D-140)

Fungsi : Memisahkan Ethylbenzene,Toluene dan Benzene

Jumlah : 1 Buah

Tipe : Sieve tray

Kode Alat : D-140

Data Perancangan :

Data dari neraca massa dan neraca panas.

1. Feed masuk

Rate	:	8568,1286	kg/jam	=	903508,00	Kgmol/j
Temperatur	:	133,95 °C				

2. Destilat keluar

Rate	:	326,6999	kg/jam	=	28812,9948	Kgmol/j
Temperatur	:	107,26 °C				

3. Bottom Keluar

Rate	:	8241,4287	kg/jam	=	874695,005	Kgmol/j
Temperatur	:	134,76 °C				

Dari neraca panas diperoleh data:

$R = 0,9049$

$$\frac{R}{R+1} = \frac{0,9049}{0,9049 + 1}$$

$= 0,4250$

$Rmin = 0,6033$ $\quad \frac{Rmin}{Rmin+1} = \frac{0,6033}{0,6033 + 1} = 0,3763$

1 Menentukan Jumlah Plate

Penentuan jumlah plate minimun (Nm) menggunakan metode Fenske

$$Nm = \frac{\log\left\{\left(\frac{X_L}{X_{HD}}\right)\times\left(\frac{X_{HW}}{X_{LW}}\right)\right\}}{\log\alpha_{av}}$$

$Nm = 4,5329$

Dari Geankoplis figure 11.7-3 didapatkan :

Nm/N = 0,84

Maka : $\frac{N - Nm}{N + 1} = 0,84$

$\frac{N - 4,5329}{N + 1} = 9,5944 = 10$

Jumlah tray teoritisnya 10 buah, 1 kondensor, 1 reboiler.

2 Menentukan letak umpan masuk

Penentuan letak umpan masuk menggunakan metode Krik-Bride's

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

$$\text{Log } \frac{Ne}{Ns} = 0,206 \log \left\{ \left[\frac{0,0001}{0,8649} \right] \times \left[\frac{874.695,01}{28.812,995} \right] \times \left[\frac{0,7868}{2,2E\text{-}03} \right]^2 \right\}$$

$$= 0,206 \log \left[0,0435 \right]$$

$$= 0,206 \times -1,3617$$

$$= -0,2805$$

$$\frac{Ne}{Ns} = 0,5242$$

$$\text{Feed tray} = \frac{N}{1 + (1 / 0,5242)}$$

$$= \frac{10}{1 + (1 / 0,5242)}$$

$$= 3,4391$$

Jadi feed masuk pada plate ke 3

3 Menentukan distribusi beban massa pada kolom

a. Aliran uap masuk kondensor (V)

$V = (R + 1) D$

$= (0,9049 + 1) \quad 28812,9948$

$= 54887,183$ kmol/jam

b. Aliran liquida masuk kondensor (L)

L = R x D

= 0,9049 x 28812,9948

= 26074,1881

c. Aliran liquida masuk reboiler (L')

L' = Lo + (q x F), nilai F = 903508,0001 kmol/jam

= 26074,1881 + (1 x 903508,000)

= 929582,1882

d. Aliran uap keluar reboiler (V')

V' = V + F (q - 1)

= 54887,183 + 0

= 54887,1829 kmol/jam

Enriching

V = 54887,183 kgmol/jam = 121004,2835 lbmol/jam

L = 26074,188 kgmol/jam = 57483,1552 lbmol/jam

Exhausting

V' = 54887,183 kgmol/jam = 121004,2835 lbmol/jam

L' = 929582,19 kgmol/jam = 2049356,8921 lbmol/jam

Menghitung BM campuran

Bubble point		Dew point	
Yf	0,1113	Xf	0,0047
Yd	0,8383	Xd	0,2710
Yb	0,0047	Xb	0,0003

a. Bagian Enriching

Bagian atas :

BM = BM light (benzena)

= 78,1140

BM = BM heavy (toluena)

= 92,1410

BM liquid = (0,8383 x 78,114) + (1 - 0,2710)

= 132,6494

BM uap = (0,8383 x 78,114) + (1 - 0,8383)
= 80,3826

Bagian bawah :

BM liquid = (0,1113 x 78,114) + (1 - 0,0047)
= 100,4041

BM uap = (0,1113 x 78,114) + (1 - 0,1113)
= 90,5801

b. Bagian Exhausting

Bagian atas :

BM liquid = 132,6494

BM uap = 80,3826

Bagian bawah :

BM liquid = (0,0047 x 78,11) + (1 - 0,0003)
= 92,1316

BM uap = (0,0047 x 78,11) + (1 - 0,0047)
= 102,3694

Perhitungan Beban Destilasi

Keterangan	Rate uap			Rate liquid		
	lbmol/h	BM	lb/h	lbmol/h	BM	lb/h
En, atas	121004,28	80,383	1E+07	57483,16	132,65	8E+06
En, bawah	121004,28	90,580	1E+07	57483,16	100,40	6E+06
Ex, atas	121004,28	80,383	1E+07	57483,16	132,65	8E+06
Ex, bawah	121004,28	90,580	1E+07	57483,16	92,13	5E+06

Bagian terbesar terletak pada bagian exchausting

V = 10960578 BM = 90,5801

L = 5296015,36 BM = 92,1316

Densitas campuran

Densitas uap pada T = 133,95 °C = 407,10 K

$$\rho v = \frac{BM \times T^{o} \times P}{V_o \times T_1 \times P_o} = \frac{92{,}132 \times 273{,}15 \times 1}{90{,}580 \times 407{,}10 \times 1} = 0{,}68245817 \quad lb/$$

Densitas liquida pada T = 133,95 °C = 407,10 K

Komponen	Fraksi mol	Sg	Fraksi mol/Sg
Benzena	0,0285	0,867	0,0328
Toluena	0,0095	0,1903	0,0498
Ethylbenzene	0,9576	0,866	1,1058
Styrene	0,0045	0,879	0,0051

Densitas liquid = (sg air / 62,43) x (fraksi mol/Sg)
= 54,1585

4 Menentukan surface tension bahan (σ)

Persamaan 3-152 hal 3-288, "Perry's Chemical Engineering Handbook"6th :

$\sigma^{1/4} = \Sigma Xi \,.\, [P_i] \,.\, \rho_l$

Dari Perry's Chemical Engineering Handbook"6th , table 3-343, hal 3-288 diperoleh :

- Ethylbenzena : [P] = 499
- Styrena : [P] = 476
- Toluena : [P] = 428
- Benzena : [P] = 357

Perhitungan jumlah parachor [P]

Komponen	Xi	Yi	[P]	L	V	Pi(L*Xi)-(V*Y
Benzena	0,0299	0,2556	499	0,0299	0,256	2,923E-02
Toluena	0,0789	0,6606	476	0,0789	0,661	1,292E+0(
Ethylbenzena	0,8865	0,0629	428	0,8865	0,063	1,329E+0(
Styrena	0,0047	0,0209	357	0,0047	0,021	3,4387E-0
	1	1				2,6499E+0
Surface tension (dyne/cm)						**1,8894E+0**

Dasar perancangan kolom destilasi

Dimana :

V	:	121004,28	lb/jam	ρ_v	:	0,6825	lb/ft_3
L	:	57483,155	lb/jam	ρ_L	:	54,1585	lb/ft_3

1 **Menentukan Diameter tray dan spacing kolom destilasi**

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

(Ernest E. Ludwig, pers. 8-81, hal. 55

$$d = 1{,}13\sqrt{\frac{V_M}{G}}$$

Harga shell = π.D.(T/12) × h_1 (h_1 = \$ 2,8/ft^2)

Harga tray = (1 – 0,05).π/4.D^2 × h_2 (h_2 = \$ 0,79/ft^2)

Harga *downcomer* = 0,6.T/12 ×h_3 (h_3 = \$ 0,5/ft^2)

Harga Total = Harga Shell + Harga Tray + harga Downcome

Dari Gambar 8-38.Ernest E. Ludwig, hal. 56 didapatkan harga C pada 2,7888 dyne/cm, sehingga :

Tabel perhitungan *diameter tray* dan *tray spacing* kolom destilasi

T	C	ρ_v	ρ_L	G(lb/ft^2)	D (ft)	Harga (T/ft^2)			Total
						Shell	Tray	DC	
10	45	0,7	54	275	16,785	122,9761	87,3565	4,1962	214,52
12	110	0,7	54	672	10,736	94,3869	35,7368	3,2207	133,34
15	**190**	**0,7**	**54**	**1161**	**8,1685**	**89,7721**	**20,6897**	**3,0632**	**113,52**
18	250	0,7	54	1527	7,1212	93,9138	15,7242	3,2045	112,84
20	305	0,7	54	1863	6,4472	94,4729	12,8887	3,2236	110,58
24	330	0,7	54	2016	6,1982	108,9887	11,9123	3,7189	124,61

Nb : DC = Downcomer

Diambil T = 15 in dengan d = 8,1685 ft = 98,022 in

Karena mempunyai harga yang paling murah.

Menentukan type aliran :

$$L = \frac{57483{,}2 \ \text{lb/jam}}{54{,}1585 \ \text{lb/ft}^3} \times \frac{7{,}5 \ \text{gal/ft}^3}{60 \ \text{menit}} = 132{,}3197 \ \text{gpm}$$

132,32 gpm, d= 8,1685 ft dari gambar 8.63 Ernest E. Ludwig hal. 96, type aliran "***Cross Flow***".

Pengecekan terhadap liquid head (hd) :

Qmax = 1,3 x L = 1,3 x 132 gpm = 172,02 gpm

Qmin = 0,7 x L = 0,7 x 132 gpm = 92,624 gpm

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

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

hw = 1,5 – 3,5 in

h_L max = hw + how max

h_L min = hw + how min

untuk d = 8,1685 ft = 119,18 in, T = 15 in

Lw/d	0,55	0,6	0,65	0,7	0,75	0,
Lw	53,9123	58,8134	63,7145	68,6156	73,5168	78,
How max	1,0466	0,9876	0,9363	0,8912	0,8511	0,8
How min	0,6927	0,6537	0,6197	0,5898	0,5633	0,5
hw	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,
hl max	2,5466	2,4876	2,4363	2,3912	2,3511	2,3
hl min	2,1927	2,1537	2,1197	2,0898	2,0633	2,0

Diambil optimalisasi diameter kolom destilasi sesuai dengan :

Lw/d = 55% dengan Lw= 53,9123 in

hw – hc = 0,25 in

hc = **(1,5 – ¼)** in = 1,25 in

Ac = Lw × hc = 53,9123 × 1,25 = 67,3904 in^2

Ad = 4% × At

= 4% × $\pi/4 \ D^2$

= 2,0952 ft^2

[illegible] = [illegible] × [illegible] = [illegible] gpm

[illegible] gpm d = [illegible] in dart gasoline 8.33 lbm/gal, [illegible] lbf/in²

type alloy [illegible]

Homogeneous centrifugal liquid head (ft):

Q_{max} = 1.2 × [illegible] = 1.5 × 130 gpm = 172.92 gpm

Q_{min} = 0.4 × [illegible] = 0.4 × 130 gpm = 52.04 gpm

$h_{v\,max}$ = [illegible]

$h_{v\,min}$ = [illegible]

h_s = 1.5 – 3.5 ft

$h_{f\,max}$ = h_s – $h_{v\,max}$

$h_{f\,min}$ = h_s – $h_{v\,min}$

h_{max} d = 8.1362 ft = [illegible] in, 1 = 15 in

[illegible]	0.25	0.5	0.75	1.0	1.25	0.
h_v	52.0175	98.4134	[illegible]	[illegible]	72.5708	78.
$h_{v\,max}$	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
$h_{v\,min}$	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	0.3
[illegible]	1	1.5	1.5	1.5	1.5	[illegible]
h_{max}	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
h_{min}	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]

Overall optimum dimension for [illegible] centrifugal [illegible]

d_{avg} = [illegible] average [illegible] = [illegible] in

$h_m - h_c$ = 0.25 in

h_c = (1.5 – N) in = 1.25 in

A_c = L_w × h_c = [illegible] × 1.25 = [illegible] in²

A_d = A_n × A_c

= [illegible] × [illegible] in²

= 2.0022 in²

Mencari harga Ac :

Ac pada hc = 1,5 in sehingga hc = 1,25 in

$$Ac = \frac{1,25 \times 53,9123}{144} = 0,4680 \ ft^2$$

Ac pada hc = 3,5 in sehingga hc= 3,25 in

$$Ac = \frac{3,25 \times 53,9123}{144} = 1,2168 \ ft^2$$

hd = 0,03 ; Ap = 0,4680 ft^2

(harga terkecil dari Ac dan Ad)

$$= 0,03 \times \left[\frac{172,02}{100 \times 0,4680}\right]^2$$

= 0,4053 in < 1 in (memenuhi)

Pengecekan harga tray spacing (T)

Untuk Lw/d = 55%

Wd = 8,5 % d (Ernest E. Ludwig, Gambar 8. 48, hal. 77)

= 3,155 in

= **½ d** = 4,0843 ft

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

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

= 3,5713 ft

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

= 39,7485063 ft^2

Susunan lubang : segitiga

$$\frac{Ao}{Aa} = \frac{0,9065}{39,749}$$

N	2,5	3	3,5	4	4,5
Aa (ft^2)	39,7485	39,7485	39,7485	39,7485	39,7485
Ao (ft^2)	5,7651	4,0036	2,9414	2,2520	1,7794

Untuk Lw/d = 55% Maka Ad = 4% At

V = 121004,284 lb/jam = 121004,2835

$0{,}6825\ lb/ft^3 \times 3600\ dt/jam$

$= 49{,}2518\ ft^3/dt$

$Vmax = 1{,}3 \times V = 1{,}3 \times 49{,}2518 = 64{,}0273547\ ft^3/dt$

$Vmin = 0{,}7 \times V = 0{,}7 \times 49{,}2518 = 34{,}4762679\ ft^3/dt$

Untuk n = 2,5

$Uo\ max = \frac{Vmax}{Ao} = 11{,}1059817$

$Ac = At - Ad$

$= (\frac{1}{4}.\pi.D^2) - (4\%.At)$

$= (0{,}25 \times 3{,}1 \times 66{,}7248527) - (4\% \times 52{,}3790)$

$= 52{,}3790 - 2{,}0952$

$= 50{,}2838\ ft^2$

$$\mathbf{Hp} = 12\left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)1{,}14\left(\frac{Uo^2}{2 \times gc}\right)\left[0{,}4\left(1{,}25 - \frac{Ao}{Ac}\right) + \left(1 + \frac{Ao}{Ac}\right)^2\right]$$

$= 4{,}0906E\text{-}07\ ft = 5E\text{-}06\ in$

$$hr = \frac{31{,}2}{\rho_L} = \frac{31{,}2}{54{,}158} = 0{,}5761\ in$$

$hl = how + hw = 1{,}0466 + 1{,}5 = 2{,}5466\ in$

$ht = hp + hr + hl = 3{,}1227\ in$

$hb = ht + hl + hd = 6{,}0746\ in$

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

$$\frac{6{,}0746}{15 + 1{,}5} \leq 0.5 \quad \text{(memenuhi)}$$

Stabilitas Tray dan Weeping

$$\mathbf{Uo_{min}} = \frac{Vmin}{Ao} = \frac{22997{,}1493}{8{,}4280} = 27{,}2867583$$

$$hpm = 12\left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)1{,}14\left(\frac{Uo^2}{2 \times gc}\right)\left[0{,}4\left(1{,}25 - \frac{Ao}{Ac}\right) + \left(1 - \frac{Ao}{Ac}\right)^2\right]$$

$= 1{,}9946 \times (0{,}4541 + 1{,}0131)$

$= 2{,}9267 \quad ft = \quad 35{,}1204 \quad in$

$hpw = 0{,}2 + 0{,}05\ hl = \quad 0{,}2000 \quad in$

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

f. Pengecekan pada Entrainment

Syarat tidak terjadi entrainment :

$$Uc = \frac{Vmax}{Ac}$$

$$= \frac{64{,}027}{50{,}2838} = 1{,}2733 \quad ft/s$$

$Tc = T - 1{,}5\ hl = \quad 15 \quad - \quad 1{,}2733 \quad = \quad 12{,}2250 \quad in$

Sehingga :

$$P = 0{,}22 \left(\frac{73}{\sigma}\right)\left(\frac{Uc}{Tc}\right)^{3,2} = 0{,}22 \left[\frac{73}{1{,}8894}\right]\left[\frac{1{,}27}{12{,}23}\right]^{3,2} = 0{,}0006$$

$$= \frac{0{,}1}{0{,}001} = 163{,}68 > 1$$ (tidak terjadi entrainment)

g. Pelepasan uap dalam Downcomer

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

$wl = 0{,}8 \times \sqrt{how \quad (T + hw + hb)}$

$= \quad 2{,}4705 \quad in$

$wd = \quad 8{,}5\%d$ (8,5% dari Ludwig, fig. 8.48 hal. 77, dengan lw/d = 55 %)

$= \quad 10{,}1304 \quad in$

$$= \frac{2{,}4705}{10{,}130} = 0{,}2439 < 0{,}6$$ (memadai)

h. Menentukan Dimensi Kolom

- **Menentukan tinggi kolom**

Jumlah tray aktual = 10 buah

Jumlah tray total = tray aktual + 1 tray kondensor + 1 tray reboiler

= 12 tray

Jarak antar tray (T) = 15 in

Ditetapkan : * tinggi ruang uap = 3 ft = 36 in

* tinggi ruang liq = 5 ft = 60 in

Tinggi shell = (T x jumlah tray total) + tinggi ruang uap + tinggi ruang liquid

= (15 x 12) + 36 + 60

= 276 in = 7,0104 m

Diameter kolom distilasi : 15 ft = 180 in = 4,572 m

- **Menentukan tinggi larutan didalam kolom**

Umpan masuk = 8.568,1286 kg/jam = 17530,391 lb/jam

Waktu tinggal volume selama 15 menit :

$$V_{liq} = \frac{17530{,}391 \text{ lb/jam}}{54{,}1585 \text{ lb/ft}^3} \times \frac{15 \text{ menit}}{60} \text{ jam} = 80{,}9217$$

Tutup atas dan bawah berbentuk standard dished

V tutup = 0,0847 di^3 = 46,165 ft^3

Tinggi tutup (La = Lb) = 0,1690 di = 1,3805 ft = 16,566 in

Tinggi tangki total = La + Lb + Ls

= 16,566 + 16,566 + 276

= 309,1316 in = 25,7610 ft = 7,8519

V liq dalam shell = V liq - V tutup bawah

= 80,9217 - 46,1652

= 34,7565 ft^3

V_{LS} = $(\frac{1}{4}.\pi.di^2.hl)$

= 37,4826 ft

P operasi = 1,5 atm = 22,035

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

$$= 22{,}035 + \frac{\rho_L (hl - 1)}{144}$$

$$= 22{,}035 + \frac{54{,}1585 \left[2{,}547 - 1 \right]}{144}$$

$$= 22{,}6167 \quad \text{psia} = 1{,}5385 \text{ atm}$$

- **Menentukan tebal tangki (ts)**

  Berdasarkan Brownell & Young halaman 254 dan 342, bahan yang digunakan High alloy Steel SA-240 grade B, F = 17500 ; C = 3/16

  F = 17.500

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

$$= \frac{22{,}6167 \times 180}{2 \left[17.500 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 22{,}6167 \right]} + \frac{3}{16}$$

$$= 0{,}1439$$

$$= \frac{2{,}3026}{16} + \frac{3}{16} = \frac{5{,}3026}{16} = \frac{5}{16} \text{ in}$$

- Standarisasi do :

  do = di + 2 ts = 180 + 0,6 = 180,6250 in = 181

  Pendekatan do : 181 in (Brownel & Young tabel 5.7 hal 91)

  di = do - 2ts = 181 - 0,625 = 180,38 in

- Menentukan tebal tutup atas dan bawah (tha-thb)

$$tha = \frac{0{,}885 \times pi \times r}{(f \times E - 0{,}1 \times pi)} + C$$

$$= \frac{0{,}885 \times 22{,}6167 \times 90{,}5}{17.500 \times 0{,}8 - 0{,}1 \times 22{,}6167} + \frac{3}{16}$$

$$= 0{,}1294$$

$$= \frac{0{,}1294}{16} + \frac{3}{16} = \frac{5{,}040}{16} = \frac{5}{16} \text{ in}$$

- Menentukan tinggi tutup atas dan bawah (standart dished head)

  ha = hb = 0,169 x di = 0,169 x 180,38 = 30,4834 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 = 8.568,1286 kg/jam = 18889,2963 lb/jam

ρL = 54,1585 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho L} = \frac{18889{,}2963 \text{ lb/jam}}{54{,}1585 \text{ lb/ft}^3} = 348{,}7781 \text{ ft}^3\text{/jam}$$

$$= 0{,}0969 \text{ ft}^3\text{/dt}$$

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

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

= 3,9 x 0,35 x 1,6803

= 2,4922 in = 3 in

pilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 388) :

Nominal pipa = 3 in sch 40

OD = 3,5 in

ID = 3,068 in

A = 4,964 in^2 = 0,0345 ft^2

b. Nozzle top kolom (B)

Rate = 8.568,129 kg/jam = 18.889,2963 lb/jam

ρv = 0,6825 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{} = \frac{18.889{,}2963 \text{ lb/jam}}{} = 27.678{,}3211 \text{ ft}^3\text{/jam}$$

$Q = \frac{m}{\rho v} = \frac{18.889,2963 \text{ lb/jam}}{0,6825 \text{ lb/ft}^3} = 27.678,3211 \text{ ft}^3\text{/jam}$

$= 7,6884 \text{ ft}^3\text{/dt}$

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

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

$= 3,9 \times 2,50 \times 0,9515$

$= 9,2923$ in = 10 in

pilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 390) :

Nominal pipa = 10 in sch 20

OD = 10,75 in

ID = 10,02 in

A = 141,85 in^2 = 0,9851 ft^2

c. Nozzle refluks kondensor (C)

Rate = 8568,1286 kg/jam = 18.889,2963 lb/jam

ρL = 0,6825 lb/ft^3

$Q = \frac{m}{\rho L} = \frac{18.889,2963 \text{ lb/jam}}{0,6825 \text{ lb/ft}^3} = 27.678,3211 \text{ ft}^3\text{/jam}$

$= 7,6884 \text{ ft}^3\text{/dt}$

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

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

$= 3,9 \times 2,5040 \times 0,9515$

= 9,2923 in = 10 in

pilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 387) :

Nominal pipa = 10 in sch 40

OD = 10,75 in

ID = 10,02 in

A = 141,85 in^2 = 0,9851 ft^2

d. Nozzle bottom kolom (D)

Rate = 8568,129 kg/jam = 18.889,2963 lb/jam

ρL = 54,1585 lb/ft^3

$Q = \frac{m}{\rho L} = \frac{18.889,2963 \text{ lb/jam}}{54,1585 \text{ lb/ft}^3} = 348,7781 \text{ ft}^3\text{/jam}$

ν = [illegible] ft/sec

ρ = 0.0825 lb/ft^3

= 7.0894 ft^3/s

Dan Perry & Timmerhaus 4th, pers. 15 bal. 490. diagram

ID optimal = $2.9 \times Q_{ft^3/s}^{0.45} \times \rho^{0.13}$

= 2.9 x 2.50 x 0.9515

= 6.2923 in = 10 in

pilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 389) :

Nominal pipe = 10 in sch 20

OD = 10.75 in

ID = 10.02 in

A = 141.85 in^2 = 0.9851 ft^2

c. Nozzle refluks kondensor (C)

Rate = 8506.1356 kg/jam = 18.749,2903 lb/jam

ρ_L = 0.0825 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho_L} = \frac{18.749,2903 \text{ lb/jam}}{0.0825 \text{ lb/ft}^3} = 227.272,1211 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

= 7.0894 ft^3/s

Dan Perry & Timmerhaus 4th, pers. 15 bal. 490. diagram :

ID optimal = $2.9 \times Q_{ft^3/s}^{0.45} \times \rho^{0.13}$

= 2.9 x 2.5040 x 0.9515

= 6.2923 in = 10 in

pilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 389) :

Nominal pipe = 10 in sch 40

OD = 10.75 in

ID = 10.02 in

A = 141.85 in^2 = 0.9851 ft^2

d. Nozzle bottom kolom (D)

Rate = 8506.1356 kg/jam = 18.749,2903 lb/jam

ρ_L = 54.1305 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho_L} = \frac{18.749,2903 \text{ lb/jam}}{54.1305 \text{ lb/ft}^3} = 346.7721 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$Q = \frac{m}{\rho L} = \frac{5485,7781 \text{ lb/jam}}{54,1585 \text{ lb/ft}^3}$

$= 0,0969 \text{ ft}^3/\text{dt}$

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

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

$= 3,9 \times 0,3498 \times 1,6803$

$= 2,2922 \text{ in} = 2,50 \text{ in}$

pilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 387) :

Nominal pipa = 2,5 in sch 40

OD = 2,875 in

ID = 2,469 in

A = 1,1535 in^2 = 0,008 ft^2

e. Nozzle uap reboiler (E)

Rate = 8568,129 kg/jam = 18.889,2963 lb/jam

ρv = 0,6825 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho v} = \frac{18.889,2963 \text{ lb/jam}}{0,1788 \text{ lb/ft}^3}$$

$= 105.644,8341 \text{ ft}^3/\text{jam}$

$= 29,3458 \text{ ft}^3/\text{dt}$

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

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

$= 3,9 \times 4,58 \times 0,9515$

$= 16,9781 \text{ in} = 18 \text{ in}$

pilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 390) :

Nominal pipa = 18 in sch 40

OD = 18 in

ID = 16,876 in

A = 948,02 in^2 = 6,5835 ft^2

Dari Brownell & Young, gambar 12.2 hal. 221 didapat dimensi flange untuk semua nozzle, dipilih flange standart type welding

neck dengan dimensi :

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	3	7 1/2	1 3/16	5	4 1/4	3.5	2 3/4	3.07
B	10	16	1 3/16	12 3/4	12	10,75	4	10,02
C	10	16	1 3/16	12 3/4	12	10,75	4	10,02
D	2,5	7	7/8	4 1/8	3 9/16	2,88	2 3/4	2,47
E	18	25	1 9/16	21	19 7/8	18	5 1/2	17,25

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 pada base, in

K : Diameter hubungan pada welding, in

L : Panjang hubungan, in

B : Diameter dalam flange, in

Spesifikasi Kolom Destilasi :

1. Silinder

- Diameter dalam : 180,38 in
- Diameter luar : 181,00 in
- Tinggi : 309,1316 in
- Tebal : 5/16 in
- Bahan konstruksi : High alloy Steel SA-240 grade B

2. Tutup Atas dan Tutup Bawah

- Crown radius : 180,38 in
- Tinggi : 30,48 in
- Tebal : 5/16 in
- Bahan konstruksi : High alloy Steel SA-240 grade B

3. Tray

- Jumlah Tray	:	12	tray
- *Tray spacing*	:	15	in
- Susunan Pitch	:	Segitiga	
- Bahan konstruksi	:	High alloy Steel SA-240 grade B	

4. Downcomer

- Lebar (Wd)	:	0,40531	in
- Luas	:	67,3904	in
- Bahan konstruksi	:	High alloy Steel SA-240 grade B	

5. Nozzle

- Diameter Nozzle feed masuk	:	3	in
- Diameter Top Kolom	:	10	in
- Diameter Refluks Kondensor	:	10	in
- Diameter Uap Reboiler	:	2,5	in
- Diameter Bottom Kolom	:	18	in

23. Kondensor MD II (E-142)

Fungsi : Mengkondensasikan uap yang keluar dari destilat MD II

Jumlah : 1 buah

Tipe : Kondensor horizontal

Direncanakan :

- Pipa ukuran 3/4 in , 16 BWG
- Susunan square pitch
- Pt = 1 in
- Rd = 0,0035 jam.ft^2.^{0}F/Btu
- ΔP air = 10 psi
- ΔP uap = 2 psi

Perhitungan :

1. Neraca massa dan panas

Dari APP B diketahui panas pada kondensor :

Q = 137.933,0704 kkal/jam.

Q = 547.362,5618 Btu/jam

Dari App A diketahui massa (M) masuk kondensor :

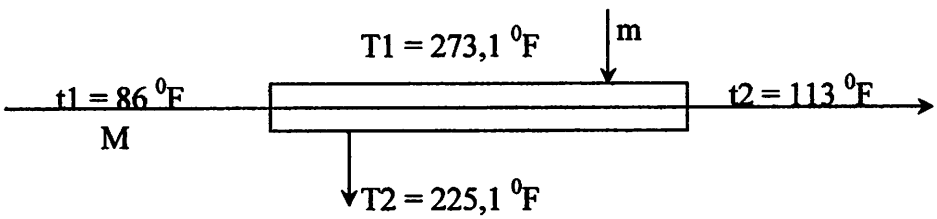
M = 326,6999 kg/jam

M = 720,2491 lb/jam

Dari APP B di ketahui kebutuhan brine pendingin :

m = 9,1928 kg/jam

m = 20,2666 lb/jam



2. Perhitungan ΔTLMTD

t_1(air pendingin) masuk = 30 °C = 86 °F

t_2(air pendingin) keluar = 45 °C = 113 °F

T_1 (gas kondensor I) masuk = 133,95 °C = 273,11 °F

T_2 (gas kondensor II) keluar = 107,26 °C = 225,07 °F

Δt_1 = 273,11 - 113 = 160,11 °F

Δt_2 = 225,07 - 86 = 139,07 °F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{Ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)} = \frac{(160,11 - 139,07)}{\ln\left[\frac{160,11}{139,07}\right]}$$

$= 149,34$ °F

3. Suhu kaloric

$Tc = ½ (T_1 + T_2) =$ 249,09 °F

$tc = ½ (t_1 + t_2) =$ 149,59 °F

4. Menghitung U_D

Untuk kondensor dengan pendingin brine nilai Ud = 40 - 100

Trial $U_D =$ 40 BTU/jam.ft2.0F

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{547.362,56}{40 \times 149,34} = 91,62902928 \text{ ft}^2$$

$$Nt = \frac{A}{a'' \times l} = \frac{91,6290}{0,1963 \times 12} = 38,8984$$

Dari Kern tabel 9 hal 842 susunan square pitch didapatkan :

$\frac{3}{4}$ in OD, 16 BWG, $P_T = 1$ in, susunan didapatkan Nt standart = 39 buah

n = 1, IDs = 19,25 in.

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Nt \times U_D}{Nt \text{ standart}} = \frac{38,90 \times 40}{39}$$

$= 39,8958$ Btu/jam.ft2.oF

U_D koreksi < U_D trial, maka U_D memenuhi

Kesimpulan sementara rancangan HE ;

1. Bagian shell : type H.E 1-2,IDs = 19,25 in, n'= 1, B = IDs, de = 0,95
2. Bagian tube : di = 0,620 in, do = ¾ in, n = 2, $P_T = 1$, L = 12

a' = 0,302, a" = 0,1963, c' = 0,25, Nt = 39 buah

Evaluasi perpindahan panas

Shell (bahan)	Tube (brine)
5. $a_s = \frac{IDS \times C' \times B}{n' \times Pt \times 144}$	5. $a_t = \frac{a' \times Nt}{n \times 144}$
$a_s = 19,25 \times 0,25 \times 19,25$	$a_t = 0,302 \times 39$

$a_s = \frac{1 \times 1 \times 144}{0,6433}$ ft^2	$a_t = \frac{2 \times 144}{0,0409}$ ft^2
$G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{720,2491}{0,6433}$	$Gt = \frac{m}{a_t} = \frac{20,2666}{0,0409}$
= 1.119,5507	= 495,57
pada Tc = 249,089 ^{0}F	pada tc = 149,59 ^{0}F
didapat	didapat
μ = 1,6004 cp *(Yaws,Chem.Eng)*	μ = 1,25 cp *(kern, 822)*
$Nre = \frac{de \times Gs}{\mu \times 2,42}$	$Nre = \frac{di \times Gt}{\mu \times 2,42}$
$= \frac{0,95 \times 1.119,5507}{1,6004 \times 2,42}$	$= \frac{0,62 \times 495,6}{1,25 \times 2,42}$
= 274,6134	= 101,5706
6. JH = 120 *(kern, hal, 838)*	6. JH = 120 *(kern, hal, 834)*
7. $ho = JH \frac{k}{de}\left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	$hi = JH \frac{k}{de}\left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$
Cp = 1,62 *(Yaws, Chem. Eng)*	Cp = 0,79 *(Yaws, Chem. Eng)*
μ = 1,6004 *(Yaws, Chem. Eng)*	μ = 1,25 *(Yaws, Chem. Eng)*
k = 0,0281 Btu/j.ft^2.°F/ft *(Yaws, Chem. Eng)*	k = 0,33 Btu/j.ft^2.°F/ft *(kern, hal, 800)*
ho = 327,4937	hi = 124,7368

8. $Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$ ⟶ $hio = hi \times \frac{di}{do} = 103,1158$

$$Uc = \frac{103,1158 \times 327,4937}{103,1158 + 124,7368}$$

$$= 148,2088$$

9. Mencari faktor kekotoran pipa terpakai (Rd)

$$Rd = \frac{Uc - U_D}{Uc \times U_D}$$

$$R\,d = 148,2088 - 39,8958$$

148,2088 x 39,8958

= 0,0183181 > 0,0035

Rd > Rd ketetapan (memenuhi)

Evaluasi ΔP

Shell	Tube
1. Nre = 274,6134 Dari *Kern, fig 29 hal 839* : f = 0,0015	1. Nre = 101,5706 Dari *Kern, fig 26 hal 836* : f = 0,00021
2. $\rho = \frac{144 \times P \times BM}{1545 \times (460 + T)}$ P = 3 atm = 44,088 psi BM = 372,09 ρ = 2,1563 Sg uap = $\frac{\rho}{62,5}$ = $\frac{2,1563}{6,25}$ = 0,345002 $\Delta Ps = \frac{1}{2} \times \frac{f.Gs^2.IDS.(N+1)}{(5,2.10^{10}).de.Sg.\phi s}$ = 0,000002 = 0,000002 < 2 psi (memenuhi)	2. $\Delta P_L = \frac{f.Gt^2.n.l}{(5,2.10^{10}).di.Sg.\phi t}$ ΔP = 0,0000 Dari *Kern, fig 27* $\frac{V^2}{2gc}$ = 0,002 $\Delta Pn = \frac{4n}{s_g}\left[\frac{V^2}{2gc} \times \frac{\rho}{144}\right]$ ΔPn = 0,0144 ΔPt = ΔPn + ΔP1 = 0,0144 + 1E-06 = 0,0144 = 0,0144 < 10 psi (memenuhi)

Spesifikasi peralatan :

Fungsi : Untuk mendinginkan dan mengembunkan hasil atas destilasi.

Tipe : shell and tube heat exchanger

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 Grade B

Dimensi :

IDS = 19,25 in

OD = ¾ in

L = 12 ft

Nt = 39 buah

Jumlah : 1 buah

24. Akumulator (F-143)

A. Dasar perancangan

Fungsi : Untuk menampung sementara kondensat dari kondensor 2

Type : Horizontal akumulator

Bahan konstruksi	:	*SA-167 grade 3 type 304*
Stress di ijinkan	:	16000
Tipe pengelasan	:	DWBJ (E = 0,80)
faktor korosi	:	2/16 in
Ditetapkan Ls	:	3Di
waktu tinggal	:	5 menit
kapasitas	:	18.940,39 kg/jam = 41756,356 lb/jam
Suhu Operasi	:	107,26 °C
Tekanan Operasi	:	1 atm = 14,696 psia
Densitas campuran	:	54,8576 lb/ft^3

B. Menghitung volume tangki

Volume larutan selama waktu tinggal 1 hari

$$V_L = \frac{\text{massa liquid}}{\rho_{liquida}}$$

$$= \frac{41756,356}{54,8576}$$

$$= 761,1768 \ ft^3 = 21,5570 \ m^3$$

C. Menentukan volume tangki (V_T)

Asumsi : Methacrolein pada storage mengisi 80 % dari volume *storage* total sehingga volume ruang kosong pada storage sebesar 20 %.

V_T = VRK + VL

V_T = 20 % V_T + 21,5570 m^3

V_T = 25,3611 m^3 = 895,5 ft^3

D. Menentukan diameter tangki (di)

Perbandingan tinggi silinder (Ls) dengan diameter tangki (di) adalah

Ls/Di = 3

$VT = Vsilinder + 2\ Vdished$

$= (0{,}25 \cdot \pi \cdot Di^2 \cdot Ls) + 2(0{,}0847 \cdot Di^3)$

$895{,}5022 = 2{,}5244\ di^3$

$di^3 = 354{,}7386$

$di = 7{,}0790\ ft = 84{,}9475\ in = 2{,}1577\ m$

E. Menentukan tinggi liquid dalam silinder (hL)

- $V_{liquid} = \frac{\pi}{4} \cdot di^2 \cdot Ls$

$$21{,}5570 = \frac{3{,}14}{4} \times 50{,}1117 \times Ls$$

$Ls = hL = 0{,}5480\ m = 1{,}80\ ft$

F. Menentukan tekanan desain

$$P_{hidrostatis} = \frac{\rho(HL - 1)}{144} + P_{operasi}$$

$$= \frac{54{,}8576 \times [1{,}80 - 1]}{144} + 14{,}7$$

$$= 15{,}0040$$

(pers. 3-17 hal. 46 Brownell & Young)

G. **Menentukan tebal tangki (t_s)**

Jika tekanan yang berpengaruh pada tangki sudah didapat maka tebal silinder dapat dirancang dimana dasar rancangannya adalah sebagai berikut :

Tipe pengelasan : *Double Welded Butt Joint*

Stress diijinkan (f) : 16000

Faktor pengelasan (E) : 0,80

Faktor korosi (C) : 2/16

- $$ts = \frac{pi \cdot di}{2(f \cdot E - 0{,}6 \cdot pi)} + C$$ (Brownell and Young, 1959)

$$= \frac{15{,}004 \times 84{,}9475}{2 \times 12650 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 15{,}004} + \frac{2}{16}$$

$$ts = 0{,}1255 + \frac{2}{16} = 0{,}2505 = \frac{3}{16}$$

V_1 = Volume = 1 Volume

$= (0.25 \times \pi \times D_1^2) \times 2(0.0254)^3 \quad [m^3]$

$0.0005022 = 2.5244 \quad d_1^2$

$d_1^2 = 2.1420$

$d_1 = 2.1420 \quad ft = 0.0425 \quad in = 2.1427 \quad m$

E. Ketinggian tinggi liquid dalam silinder (HL)

$V_{liquid} = \frac{\pi}{4} \cdot d_1^2 \cdot L_s$

$2.1420 = \frac{3.14}{4} \times 2.1427 \times L_s$

$L_s = 1.1 = 0.3480 \ m = 1.80 \ ft$

F. Ketebalan tutup atas dasar

$P_{hidrostatis} = \frac{\rho_L (H_L - 1)}{144} \times P_{operasi}$

$= \frac{0.8850 \times (1.80 - 1)}{144} \times 14.7$

$= 0.0680$

G. Ketebalan tutup tangki (t)

Jika tekanan yang ditanggungnya pada tangki maka dikenal nilai tekanan dapat dirancang dimana dasar rancangannya adalah sebagai berikut :

Tipe pengelasan : double welded butt

Stress difirinkan (f) : 18000

Faktor pengelasan (E) : 0.80

Faktor korosi (C) : 0.125

$t_s = \frac{pi \cdot r_i}{2f \cdot E - 0.6 \cdot pi} + C$ (Brownell and Young, 1959)

$= \frac{15.1064 \times 84.0375}{2 \times 18000 \times 0.8 - 0.6 \times 15.1064} + \frac{3}{16}$

$ts = 0.1223 + \frac{3}{16} = 0.3873 = \frac{3}{16}$

- Standardisasi do :

Do = di + (2 × ts)

$$Do = 84{,}95 + 2 \times \frac{3}{16}$$

Do = 85,3225 in

Berdasarkan brownell and Young, tabel 5-7, hlm.89 diperoleh :

do = 90 in = 1080 ft = 2,2860

di = do - 2 ts

di = 90 - 0,375

di_{baru} = 89,6250 in = 7,4688 ft

Cek hubungan Ls dengan di :

V_{total} = Vtutup bawah + Vtutup bawah + Vsilinder

$895{,}50\ ft^3 = 0{,}0847\ di^3 + 0{,}0847 \cdot di^3 + \frac{\pi}{4} \cdot di^2 \cdot Ls$

$895{,}50\ ft^3 = 70{,}576 + 43{,}789\ Ls$

824,93 ft = 43,789 Ls

= 18,839 ft > 3 (memenuhi)

= 226,0637 in = 5,742 m

H. Menentukan tebal tutup atas dan bawah (th)

Bentuk tutup atas dan bawah adalah standard dished head, sehingga tha = tht

syarat r = di = 89,6250 in

$$tha = \frac{0{,}885 \cdot pi \cdot r}{(f \cdot E - 0{,}1 \cdot pi)} + C$$

$$tha = \frac{0{,}855 \times 15{,}0040 \times 89{,}6250}{16000 \times 0{,}8 - 0{,}1 \times 15{,}0040} + \frac{2}{16}$$

= 0,2426 in = 0,0062 m

= 3/16 in

I. Menentukan tinggi tutup atas dan bawah (h)

Bentuk tutup atas dan bawah adalah standard dished head, sehingg ha = hb

Dari *Brownell and Young, fig.5-8, hlm.87* diperoleh :

$a = \frac{di}{2}$

$b = r - \sqrt{(BC^2 - AB^2)}$

AB = di/2 – icr

BC = r – icr

$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$

h = th + b + sf

Dimana:

di = diameter dalam akumulato = 90 in

ts = tebal silinder = 3/16 in = 0,0048 m

th = tebal tutup = 3/16 in = 0,0048

Rc = crown radius = di = 89,6250 in

icr = knuckle radius = 0,06.r = 0,0369 in

$a = \frac{90}{2} = 45$ in

AB = 44,9631 in

BC = 89,5881 in

AC = 77,4877 in

b = 12,1373 in

Dari *Brownell and Young, tabel 5-6, hlm.88*, ts = 3/16 in diperoleh harga sf = 1,5 in, maka :

h = 13,8248 in = 0,3511 m

J. Menentukan panjang akumulator

$H = h_a + h_b + Ls$

H = 13,825 + 13,825 + 226,0637

H = 253,7132 in = 6,4443 m

K. Spesifikasi akumulator

Tipe	:	Horizontal drum dengan tutup standard dished
Bahan kostruksi	:	*SA-167 grade 3 type 304*
Kapasitas	:	18.940,39 kg/jam = 41756,356 lb/jam

Volume tangki (V_T)	:	25,3611	m^3
Diameter dalam (D_i)	:	2,1577	m
Diameter luar (D_o)	:	2,2860	m
Tebal silinder (ts)	:	0,0048	m
Tinggi silinder (Ls)	:	5,7420	m
Tebal tutup atas (t_{ha})	:	0,0062	m
Tebal tutup atas (t_{hb})	:	0,0062	m
Tinggi tutup atas (h_a)	:	0,3511	m
Tinggi tutup bawah h_b)	:	0,3511	m
Jumlah	:	1 buah	

25. Pompa (L-151)

Fungsi : Memompa dari akumulator ke Destilasi III (D-150)

Jumlah 1 buah

Tipe : *Centrifugal pump*

Dasar perhitungan :

- Densitas campuran = 54,8576 lb/ft^3
- Viscositas campuran pada suhu (85,59 C):

C_6H_6	=	0,3123	C_8H_8	=	0,3600
C_7H_8	=	0,3310	H_2O	=	0,3743
C_8H_{10}	=	0,3800			

- Rata-rata = 0,3123 + 0,3310 + 0,3800 + 0,36 + 0,3743

  = 0,3515 cp = 0,0002362 lb/ft.detik
- Kebutuhan campuran = 326,6999 kg/jam = 720,249 lb/jam
- Debit Alir (Qp) = $\frac{\text{Kebutuhan campuran}}{\text{Densitas campuran}}$

  $= \frac{720,25}{54,8576}$

  = 13,129426 ft^3/jam = 0,0036 ft^3/s

- Diameter Optimum (Di opt) (peter and Timmerhauuss, hal. 525)

  Di opt = $4,7\ (Qp)^{0,49}\ (\rho)^{0,14}$ in

  Di opt = 0,7542 in

  dipilih = 2,375 in

  Maka dipilih pipa dengan diamete 2,375 in

- Dari Geankoplis App. A-5 tabel 11 hal. 892 didapatkan :

  Pipa dengan D nominal 2,375 in schedule 40 ;

  OD = 2,3750 in = 0,1978 ft

  ID = 2,0670 in = 0,1722 ft

  A = 3,355 in^2 = 0,0233 ft^2

- kecepatan linear

  v = Q/A

  v = $Q / (1/4 . \pi . ID^2)$

  = 0,1567

- Nre = $\frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu}$

  Nre = $\frac{2,3750 \times 0,1567 \times 54,8576}{0,0002362}$

  = 86.446,73

  Jenis pipa : commercial steel pipe dengan harga ε = 0,000046

- Dari Geankoplis hal 88 didptkan factor friction = 0,008

  ε / D = 0.000046/6.625C = 0,000233

  Harga Nre 86.446,730 , sehingga aliran merupakan turbulen flow

  Perencanaan :

  Tinggi head = 10 ft

  Panjang pipa lurus (L) = 200 ft

- 4 buah elbow 90°, L/D = 35 ft

  Diameter dalam = 0,1978 ft = 0,0603016 m

  Maka :

  Lo1 = 4 x 35 x 2,375 = 24,1054 ft

- 2 buah gate valve ; L/D = 9

  Lo2 = 2 x 9 x 2,375 = 3,0993 ft

  Sehingga total panjang pipa

  L+Lo = L + (Lo1 + Lo 2)

  = 200 + 24,105 + 3,0993

  = 227,2046 ft

- **Friksi-friksi**

- friksi pada pipa dari fitting (F_1)

  = $\frac{2f \cdot v^2 \cdot (L - Lo)}{gc \cdot Di}$

  = $\frac{0,016 \times 0,0246 \times 172,80}{32,2 \times 0,1722}$ = 0,0122466

- Friksi karena kontraksi dan perbesaran (F2)

$$= \frac{kc \cdot v_1^2 \cdot (v_1 - v_2)^2}{2 \cdot L \cdot gc}$$

$$= \frac{0,5 \times 0,0246 \times 0,0246}{2 \times 200 \times 32,2}$$

$$= 2,3413E\text{-}08$$

- Total Friksi : F = F1 + F2

F = 0,0122466 + 2,3413E-08

= 0,01225 ft.lbf/lbm

- Daya Pompa

$$W = \Delta Z\,(g/gc) + \Delta(v^2/2gc) + \Delta P(v) + F$$

$$= 25 \frac{32}{32,2} + \frac{0,0246}{64,4} + 1\,(0) + 0,01225$$

$$= 25,0126$$

$$P = \frac{Q \cdot W \cdot \rho}{550} (Hp)$$

$$= \frac{0,0036 \times 25,0126 \times 54,8576}{550}$$

$$= 0,009099$$

Bila Effisiensi pompa = 67 %(fig 2.10.1 Geankoplis hal 84)

Effisiensi motor = 88 %(fig 2.10.1 Geankoplis hal 84)

Maka : Daya Pompa = 0,0077 Hp

Daya motor = 0,0068 Hp

Jadi digunakan motor dengan daya 0,5 Hp

26. Reboiler MD II (E-135)

Fungsi : Menguapkan hasil bawah MD II dan dikembalikan lagi menuju MDII

Jumlah : 1 buah

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Direncanakan :

- Pipa ukuran 3/4 in , 16 BWG
- Susunan square pitch
- Pt = 1 in
- Rd = 0,0035 jam.ft2.0F/Btu
- ΔP air = 10 psi
- ΔP uap = 2 psi

Perhitungan :

1. Neraca massa dan panas

Dari APP B diketahui panas pada kondensor :

Q = 1.669.875,6759 kkal/jam

Q = 6.626.601,0421 Btu/jam

Dari App A diketahui massa (M) masuk kondensor :

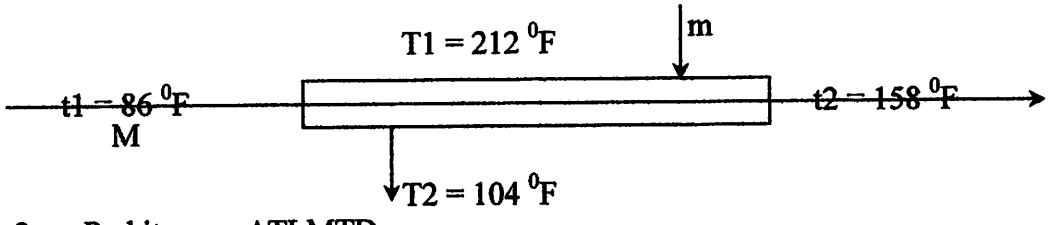
M = 8.241,4287 kg/jam

M = 18.169,2186 lb/jam

Dari APP B di ketahui kebutuhan air pendingin :

m = 0,3604 kg/jam

m = 0,7945 lb/jam



2. Perhitungan ΔTLMTD

t1 (steam) masuk	= 200	°C	=	392	°F
t2 (steam) keluar	= 70	°C	=	158	°F
T1 (bahan masuk reboiler)=	134	°C	=	273,11	°F

T2 (bahan keluar reboiler)= 134,8 °C = 274,568 °F

$\Delta t1$ = 273,11 - 158 = 115,11 °F

$\Delta t2$ = 392 - 274,568 = 117,4 °F

$$\Delta TLMTD = \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{Ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)} = \frac{115,11 - 117,432}{\ln \frac{115,11}{117,432}}$$

= 116,27 °F

3. Suhu kaloric

Tc = ½ (T1 + T2) = 273,84 °F

tc = ½ (t1 + t2) = 116,27 °F

4. Menghitung UD

Untuk cooler dengan pendingin air nilai Ud = 75 - 150

Trial UD = 110 BTU/jam.ft2.0F

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{6.626.601,04}{110 \times 116,27} = 518,1329 \ ft^2$$

$$Nt = \frac{A}{a'' \times l} = \frac{518,1329}{0,1963 \times 12} = 219,9579$$

Dari Kern tabel 9 hal 842 susunan square pitch didapatkan :

$\frac{3}{4}$ in OD, 16 BWG, PT = 1 in, susunan didapatkan Nt standart = 220

n = 2, IDs = 17,25 in.

$$\text{UD koreksi} = \frac{Nt \times U_D}{Nt\ standart} = \frac{219,96}{220} \times 110$$

= 109,9790 Btu/jam.ft2.oF

UD koreksi < UD trial, maka UD memenuhi

Kesimpulan sementara rancangan HE ;

1. Bagian shell : type H.E 1-2, IDs = 17,25 in, n' = 1, B = 9,de = 0,95
2. Bagian tube : di = 0,620 in, do = ¾ in, n = 2, PT = 1, L = 12

a' = 0,302, a" = 0,1963, c' = 0,25, Nt = 220 buah

Evaluasi perpindahan panas	
Shell (bahan)	**Tube (air)**
5. $a_s = \frac{IDS \times C' \times B}{n' \times Pt \times 144}$	5. $a_t = \frac{a' \times Nt}{n \times 144}$
$as = \frac{15,25 \times 0,25 \times 8}{2 \times 1 \times 144}$	$at = \frac{0,302 \times 220}{4 \times 144}$
as = 0,1059 ft^2	at = 0,1153 ft^2
$G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{18.169,2186}{0,1059}$	$Gt = \frac{m}{a_t} = \frac{0,79}{0,1153}$
= 171.565,080	= 6,8883
pada Tc = 273,8390 °F	pada tc = 116,27 °F
didapat	didapat
= 0,3911 cp (Yaws,Chem.Eng)	= 0,9467 cp (kern, 822
$Nre = \frac{de \times Gs}{\mu \times 2,42}$	$Nre = \frac{di \times Gt}{\mu \times 2,42}$
$= \frac{0,95 \times 171.565,08}{0,3911 \times 2,42}$	$= \frac{0,62 \times 6,8883}{0,9467 \times 2,42}$
= 172.206,41	= 1,8641
6. JH = 220 (kern, hal, 838)	6. JH = - karena fluidanya a
7. $ho = JH \frac{k}{de}\left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$	7. Menghitung harga koefisian film perpindahan panas
Cp = 118,19 (Yaws, Chem. Eng)	$v = \frac{Gt}{3600 \times 62.5}$
μ = 0,3911 (Yaws, Chem. Eng)	$v = \frac{6,8883}{3600 \times 62,5}$
k = 0,2410 Btu/j.ft2.°F/ft (Yaws, Chem. Eng)	v = 0,00003 ft/s
ho = 10.704,974	hi dicari pada gambar 25 halama 835 kern dan dilakukan koreksi

	hi = 465 btu/hr ft2 oF hio = hi $\frac{di}{do}$ hio = $\frac{465 \times 0,62}{0,75}$ hio = 384,4

8. $Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$

$$Uc = \frac{384,4 \times 10.704,9743}{384,4 + 10.704,9743}$$

$$= 371,0752$$

9. Mencari faktor kekotoran pipa terpakai (Rd)

$$Rd = \frac{Uc - U_D}{Uc \times U_D}$$

$$R\,d = \frac{371,0752 - 109,9790}{371,0752 \times 109,9790}$$

$$= 0,00639778 > 0,0035$$

Rd > Rd ketetapan (memenuhi)

Evaluasi ΔP	
Shell	Tube
1. Nre = 172.206,4130 Dari Kern, fig 29 hal 839: f = 0,0016	1. Nre = 1,8641 Dari Kern, fig 26 hal 836 : f = 0,00018

2. $\rho = \frac{144 \times P \times BM}{1545 \times (460 + T)}$ P = 1atm = 14,696 psi BM = 106,00 ρ = 0,1979 Sg uap = $\frac{\rho}{62,5}$ = $\frac{0,1979}{6,25}$ = 0,0317 $\Delta Ps = \frac{1}{2} \times \frac{f.Gs^2.IDS.(N+1)}{(5,2.10^{10}).de.Sg.\phi s}$ = 0,6186 = 0,6186 < 2 psi (memenuhi)	2. $\Delta P_L = \frac{f.Gt^2.n.l}{(5,2.10^{10}).di.Sg.\phi t}$ ΔP = 7,6294E-11 Dari Kern, fig 27 $\frac{V^2}{2gc}$ = 0,0 $\Delta Pn = \frac{4n}{s_g}\left[\frac{V^2}{2gc} \times \frac{\rho}{144}\right]$ ΔPn = 0,1760 ΔPt = ΔPn + ΔP1 = 0,176 + 7,6E-11 = 0,176 = 0,176 < 10 psi (memenuhi)

Spesifikasi peralatan :

Fungsi : mendinginkan hasil dari Waste Heat Boiler (E-124B)

Tipe : shell and tube heat exchanger

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 Grade B

Dimensi :

IDS	=	15,25	in
OD	=	¾	in
L	=	12	ft
Nt	=	220	buah
Jumlah	=	1	buah

27. Pompa (L-145)

Fungsi : Memompa dari MD II (D-140) menuju Mixer (M-112)

Jumlah 1 buah

Tipe : *Centrifugal pump*

Dasar perhitungan :

- Densitas campuran = 54,1312 lb/ft^3
- Viscositas campuran pada suhu (144,61 C):

C_6H_6	=	0,2101	C_8H_8	=	0,2378
C_7H_8	=	0,2301	H_2O	=	0,2186
C_8H_{10}	=	0,2413			

- Rata-rata = 0,2101 + 0,2301 + 0,2413 + 0,2378 + 0,2186

  = 0,2276 cp = 0,0001529 lb/ft.detik
- Kebutuhan campuran = 8.241,429 kg/jam = 18.169,219 lb/jam
- Debit Alir (Qp) = $\frac{\text{Kebutuhan campuran}}{\text{Densitas campuran}}$

$$= \frac{18.169,22}{54,1312}$$

= 335,65165 ft^3/jam = 0,0932 ft^3/s

- Diameter Optimum (Di opt) (peter and Timmerhauuss, hal. 525)

Di opt = $4,7\ (Qp)^{0,49}\ (\rho)^{0,14}$ in

Di opt = 5,801 in

dipilih = 6,625 in

Maka dipilih pipa dengan diamete 6,625 in

- Dari Geankoplis App. A-5 tabel 11 hal. 892 didapatkan :

  Pipa dengan D nominal 6,625 in schedule 40 ;

  OD = 6,6250 in = 0,5519 ft

  ID = 6,0650 in = 0,5052 ft

  A = 28,886 in^2 = 0,2006 ft^2

- kecepatan linear

  v = Q/A

  v = $Q / (1/4 . \pi . ID^2)$

  = 0,4653

- $Nre = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu}$

  $Nre = \frac{6,6250 \times 0,4653 \times 54,1312}{0,0001529}$

  = 1.091.338,88

  Jenis pipa : commercial steel pipe dengan harga ε = 0,000046

- Dari Geankoplis hal 88 didptkan factor friction = 0,0056

  ε / D = 0.000046/6.625C = 0,000083

  Harga Nre 1.091.338,878 , sehingga aliran merupakan turbulen flow

  Perencanaan :

  Tinggi head = 10 ft

  Panjang pipa lurus (L) = 200 ft

- 4 buah elbow 90°, L/D = 35 ft

  Diameter dalam = 0,5519 ft = 0,1682097 m

Maka :

Lo1 = 4 x 35 x 0,5055 = 70,7300 ft

- 2 buah gate valve ; L/D = 9

Lo2 = 2 x 9 x 0,5055 = 9,0939 ft

Sehingga total panjang pipa

L+Lo = L + (Lo1 + Lo 2)

= 200 + 70,730 + 9,0939

= 279,8239 ft

- **Friksi-friksi**
- friksi pada pipa dari fitting (F_1)

$$= \frac{2f \cdot v^2 \cdot (L - Lo)}{gc \cdot Di}$$

$$= \frac{0{,}0112 \times 0{,}2165 \times 120{,}18}{32{,}2 \times 0{,}5052} = 0{,}0179157$$

- Friksi karena kontraksi dan perbesaran (F2)

$$= \frac{kc \cdot v_1^2 \cdot (v_1 - v_2)^2}{2 \cdot L \cdot gc}$$

$$= \frac{0{,}5 \times 0{,}2165 \times 0{,}2165}{2 \times 200 \times 32{,}2}$$

= 1,8202E-06

- Total Friksi : F = F1 + F2

F = 0,0179157 + 1,8202E-06

= 0,01792 ft.lbf/lbm

28. Destilasi III (D-150)

Fungsi : Memisahkan Toluene dan Benzene

Jumlah : 1 Buah

Tipe : Sieve tray

Kode Alat : D-150

Data Perancangan :

Data dari neraca massa dan neraca panas.

1. Feed masuk

   Rate : 326,6999 kg/jam = 28812,995 Kgmol/jam

   Temperatur : 107,26 °C

2. Destilat keluar

   Rate : 169,9562 kg/jam = 14452,47 Kgmol/jam

   Temperatur : 85,59 °C

3. Bottom Keluar

   Rate : 156,7438 kg/jam = 14360,525 Kgmol/jam

   Temperatur : 99,45 °C

Dari neraca panas diperoleh data:

R = 0,9498

$$\frac{R}{R+1} = \frac{0,9498}{0,9498 + 1}$$

= 0,4250

Rmin = 0,6332 $\quad \frac{Rmin}{Rmin+1} = \frac{0,6332}{0,6332 + 1} = 0,3877$

1 Menentukan Jumlah Plate

Penentuan jumlah plate minimun (Nm) menggunakan metode Fenske

$$Nm = \frac{\log\left\{\left(\frac{X_L}{X_{HD}}\right)\times\left(\frac{X_{HW}}{X_{LW}}\right)\right\}}{\log\alpha_{av}}$$

Nm = 4,1465

Dari Geankoplis figure 11.7-3 didapatkan :

Nm/N = 0,86

Maka : $\frac{N - Nm}{N + 1} = 0,86$

$N = \frac{N - 4,1465}{N + 1} = 7,8226 = 8$

Jumlah tray teoritisnya 8 buah, 1 kondensor, 1 reboiler.

2 Menentukan letak umpan masuk

Penentuan letak umpan masuk menggunakan metode Krik-Bride's

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

$$\text{Log } \frac{Ne}{Ns} = 0,206 \log \left\{ \left[\frac{0,0001}{0,7379} \right] \times \left[\frac{14.360,52}{14.452,470} \right] \times \left[\frac{0,7868}{2,2E\text{-}03} \right]^2 \right\}$$

$$= 0,206 \log \left[0,0017 \right]$$

$$= 0,206 \times -2,7778$$

$$= -0,572$$

$$\frac{Ne}{Ns} = 0,2678$$

$$\text{Feed tray} = \frac{N}{1 + (1 / 0,2678)}$$

$$= \frac{10}{1 + (1 / 0,2678)}$$

$$= 2,1122$$

Jadi feed masuk pada plate ke 2

3 Menentukan distribusi beban massa pada kolom

a. Aliran uap masuk kondensor (V)

$V = (R + 1) D$

$= (0,9498 + 1) \ 14452,4700$

$= 28180,038$ kgmol/jam

b. Aliran liquida masuk kondensor (L)

L = R x D

= 0,9498 x 14452,4700

= 13727,5681

c. Aliran liquida masuk reboiler (L')

L' = Lo + (q x F), nilai F = 28812,995 kmol/jam

= 60,192848 + (1 x 28812,9948)

= 28873,18764 kmol/jam

d. Aliran uap keluar reboiler (V')

V' = V + F (q - 1)

= 28180,038 + 0

= 28180,0381 kmol/jam

Enriching

V = 28180,038 kgmol/jam = 62125,712 lbmol/jam

L = 13727,568 kgmol/jam = 30263,797 lbmol/jam

Exhausting

V' = 28180,038 kgmol/jam = 62125,712 lbmol/jam

L' = 28873,188 kgmol/jam = 63653,829 lbmol/jam

Menghitung BM campuran

Bubble point		Dew point	
Yf	0,8383	Xf	0,1095
Yd	0,9604	Xd	0,4236
Yb	0,6179	Xb	0,1380

a. Bagian Enriching

Bagian atas :

BM = BM light (benzena)

= 78,1140

BM = BM heavy (toluena)

= 92,1410

BM liquid = (0,9604 x 78,114) + (1 - 0,4236) 92

= 128,1273

BM uap = (0,9604 x 78,114) + (1 - 0,9604) 92
= 78,6693

Bagian bawah :

BM liquid = (0,8383 x 78,114) + (1 - 0,1095) 92
= 147,5349

BM uap = (0,8383 x 78,114) + (1 - 0,8383) 92
= 80,3823

b. Bagian Exhausting

Bagian atas :

BM liquid = 128,1273

BM uap = 78,6693

Bagian bawah :

BM liquid = (0,6179 x 78,11) + (1 - 0,138) 92
= 127,6871

BM uap = (0,6179 x 78,11) + (1 - 0,6179) 92
= 83,4741

Perhitungan Beban Destilasi

Keterangan	Rate uap			Rate liquid		
	lbmol/h	BM	lb/h	lbmol/h	BM	lb/h
En, atas	62125,71	78,669	5E+06	30263,80	128,13	4E+06
En, bawah	121004,28	80,382	1E+07	30263,80	147,53	4E+06
Ex, atas	121004,28	78,669	1E+07	30263,80	128,13	4E+06
Ex, bawah	121004,28	80,382	1E+07	30263,80	127,69	4E+06

Bagian terbesar terletak pada bagian exchausting

V = 9726600 BM = 80,3823

L = 3864298 BM = 127,6871

Densitas campuran

Densitas uap pada T = 107,26 °C = 380,41 K

$$\rho v = \frac{BM \times T^{o} \times P}{V_o \times T_1 \times P_o} = \frac{127{,}69 \times 273{,}15 \times 1}{80{,}382 \times 380{,}41 \times 1} = 1{,}1406073 \quad lb/ft^3$$

Densitas liquida pada T = 107,26 °C = 380,41 K

Komponen	Fraksi mol	Sg	Fraksi mol/Sg
Benzena	0,5926	0,867	0,6835
Toluena	0,1934	0,1903	1,0164
Ethylbenzene	0,1656	0,866	0,1912
Styrene	0,0483	0,879	0,0550

Densitas liquid = (sg air / 62,43) x (fraksi mol/Sg)
= 54,8576

4 Menentukan surface tension bahan (σ)

Persamaan 3-152 hal 3-288, "Perry's Chemical Engineering Handbook"6th :

$\sigma^{1/4} = \Sigma Xi \cdot [P_i] \cdot \rho_l$

Dari Perry's Chemical Engineering Handbook"6th , table 3-343, hal 3-288 diperoleh :

- Ethylbenzena : [P] = 499
- Styrena : [P] = 476
- Toluena : [P] = 428
- Benzena : [P] = 357

Perhitungan jumlah parachor [P]

Komponen	Xi	Yi	[P]	L	V	Pi(L*Xi)-(V*Yi)
Benzena	0,5926	0,8013	499	0,5926	0,8013	1,100E-05
Toluena	0,1934	0,0004	476	0,1934	0,0004	5,000E-04
Ethylbenzena	0,1656	0,1534	428	0,1656	0,1534	7,052E+00
Styrena	0,0483	0,0448	357	0,0483	0,0448	5,6915E+00
	1	1				1,2744E+01
Surface tension (dyne/cm)						**1,8894E+00**

Dasar perancangan kolom destilasi

Dimana :

V	:	62125,712 lb/jam	ρ_v	:	1,1406	lb/ft_3
L	:	30263,797 lb/jam	ρ_L	:	54,8576	lb/ft_3

1 **Menentukan Diameter tray dan spacing kolom destilasi**

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

(Ernest E. Ludwig, pers. 8-81, hal. 55)

$$d = 1{,}13\sqrt{\frac{V_M}{G}}$$

Harga shell = $\pi.D.(T/12) \times h_1$ (h_1 = \$ 2,8/ft^2)

Harga tray = $(1 - 0{,}05).\pi/4.D^2 \times h_2$ (h_2 = \$ 0,79/ft^2)

Harga *downcomer* = $0{,}6.T/12 \times h_3$ (h_3 = \$ 0,5/ft^2)

Harga Total = Harga Shell + Harga Tray + harga Downcomer

Dari Gambar 8-38.Ernest E. Ludwig, hal. 56 didapatkan harga C pada 2,7888 dyne/cm, sehingga :

Tabel perhitungan *diameter tray* dan *tray spacing* kolom destilasi

T	C	ρ_v	ρ_L	G(lb/ft^2)	D (ft)	Harga (T/ft^2)			Total
						Shell	Tray	DC	
10	45	1,1	55	347	14,949	109,5297	69,2975	3,7374	182,5645
12	110	1,1	55	847	9,5617	84,0665	28,3490	2,8685	115,2840
15	**190**	**1,1**	**55**	**1463**	**7,2754**	**79,9563**	**16,4126**	**2,7283**	**99,0971**
18	250	1,1	55	1925	6,3425	83,6451	12,4735	2,8541	98,9728
20	305	1,1	55	2349	5,7422	84,1430	10,2242	2,8711	97,2384
24	330	1,1	55	2541	5,5205	97,0716	9,4497	3,3123	109,8335

Nb : DC = Downcomer

Diambil T = 15 in dengan d = 7,2754 ft = 87,304 in

Karena mempunyai harga yang paling murah.

Menentukan type aliran :

$$L = \frac{30263{,}8 \quad lb/jam}{54{,}8576 \quad lb/ft^3} \times \frac{7 \quad gal/ft^3}{60 \quad menit} = 68{,}7760 \quad gpm$$

68,776 gpm, d= 7,2754 ft dari gambar 8.63 Ernest E. Ludwig hal. 96, type aliran "***Cross Flow***".

Pengecekan terhadap liquid head (hd) :

Qmax = 1 x L = 1,3 x 68,776 gpm = 89,409 gpm

Qmin = 1 x L = 0,7 x 68,776 gpm = 48,143 gpm

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

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

hw = 1,5 – 3,5 in

h_L max = hw + how max

h_L min = hw + how min

untuk d = 7,2754 ft = 119,18 in, T = 15 in

Lw/d	0,55	0,6	0,65	0,7	0,75	0,8
Lw	48,0174	52,3826	56,7478	61,1131	65,4783	69,844
How max	0,7309	0,6897	0,6538	0,6223	0,5944	0,5693
How min	0,4837	0,4565	0,4328	0,4119	0,3934	0,3768
hw	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5
hl max	2,2309	2,1897	2,1538	2,1223	2,0944	2,0693
hl min	1,9837	1,9565	1,9328	1,9119	1,8934	1,8768

Diambil optimalisasi diameter kolom destilasi sesuai dengan :

Lw/d = 55% dengan Lw= 48,0174 in

hw – hc = 0,25 in

hc = **(1,5 – ¼)** in = 1,25 in

Ac = Lw × hc = 48,0174 × 1,25 = 60,0218 in^2

Ad = 4% × At

= 4% × $\pi/4 \ D^2$

= 1,6620 ft^2

Mencari harga Ac :

Ac pada hc = 1,5 in sehingga hc = 1,25 in

$$Ac = \frac{1,25 \times 48,0174}{144} = 0,4168 \ ft^2$$

Ac pada hc = 4 in sehingga hc= 3,25 in

$$Ac = \frac{3,25 \times 48,0174}{144} = 1,0837 \ ft^2$$

hd = 0,03 ; Ap = 0,4168 ft^2

(harga terkecil dari Ac dan Ad)

$$= 0,03 \times \left[\frac{89,4088}{100 \times 0,1772}\right]^2$$

= 0,7638 in < 1 in (memenuhi)

Pengecekan harga tray spacing (T)

Untuk Lw/d 55%

Wd = 8,5 % d (Ernest E. Ludwig, Gambar 8. 48, hal. 77)

= 3,155 in

= **½ d** = 3,6377 ft

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

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

= 3,1248 ft

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

= 31,678554 ft^2

Susunan lubang : segitiga

$$\frac{Ao}{Aa} = \frac{0,9065}{31,679}$$

N	2,5	3	3,5	4	4,5
Aa (ft^2)	31,6786	31,6786	31,6786	31,6786	31,6786
Ao (ft^2)	4,5947	3,1907	2,3442	1,7948	1,4181

Untuk Lw/d 55% Maka Ad = 4% At

V = 62125,712 lb/jam = 62125,7121

$1{,}1406\ lb/ft^3 \times 3600\ dt/jam$

$= 15{,}1298\ ft^3/dt$

$Vmax = 1 \times V = 1{,}3 \times 15{,}130 = 19{,}6687\ ft^3/dt$

$Vmin = 1 \times V = 0{,}7 \times 15{,}130 = 10{,}5908\ ft^3/dt$

Untuk n = 5

$Uo\ max = \frac{Vmax}{Ao} = 4{,}2808$

$Ac = At - Ad$

$= (¼.\pi.D^2) - (4\%.At)$

$= (0{,}25 \times 3{,}1 \times 52{,}93093) - (4\% \times 41{,}5508)$

$= 41{,}5508 - 1{,}6620$

$= 39{,}8887\ ft^2$

$$Hp = 12\left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)1{,}14\left(\frac{Uo^2}{2 \times gc}\right)\left[0{,}4\left(1{,}25 - \frac{Ao}{Ac}\right) + \left(1 + \frac{Ao}{Ac}\right)^2\right]$$

$= 0{,}1001849\ ft = 1{,}2022\ in$

$hr = \frac{31{,}2}{\rho_L} = \frac{31{,}2}{54{,}858} = 0{,}5687\ in$

$hl = how + hw = 0{,}7309 + 1{,}5 = 2{,}2309\ in$

$ht = hp + hr + hl = 4{,}0018\ in$

$hb = ht + hl + hd = 6{,}9965\ in$

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

$\frac{4{,}7975}{18 + 1{,}5} \leq 0.5$ (memenuhi)

Stabilitas Tray dan Weeping

$$Uo_{min} = \frac{Vmin}{Ao} = \frac{22997{,}149}{8{,}4280} = 27{,}286758$$

$$hpm = 12\left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)1{,}14\left(\frac{Uo^2}{2 \times gc}\right)\left[0{,}4\left(1{,}25 - \frac{Ao}{Ac}\right) + \left(1 - \frac{Ao}{Ac}\right)^2\right]$$

$= 3{,}2912 \times (0{,}4539 + 1{,}0133)$

$= 4{,}8288 \quad ft = \quad 57{,}9459 \quad in$

$hpw = \quad 0{,}2 \; + \; 0{,}05\ hl \; = \quad 0{,}2000 \quad in$

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

f. Pengecekan pada Entrainment

Syarat tidak terjadi entrainment :

$$Uc = \frac{Vmax}{Ac}$$

$$= \frac{19{,}669}{39{,}8887} = 0{,}4931 \quad ft/s$$

$Tc = T - 1{,}5\ hl = \quad 15 \quad - \quad 0{,}4931 \quad = \quad 14{,}5069 \quad in$

Sehingga :

$$P = 0{,}22 \left(\frac{73}{\sigma}\right)\left(\frac{Uc}{Tc}\right)^{3,2} = 0{,}22 \left[\frac{73}{1{,}8894}\right]\left[\frac{0{,}49}{14{,}51}\right]^{3,2} = 0{,}00002$$

$$= \frac{0{,}1}{0{,}00002} = 5892 > 1 \quad \text{(tidak terjadi entrainment)}$$

g. Pelepasan uap dalam Downcomer

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

$wl = 0{,}8 \times \sqrt{how \quad (T + hw + hb)}$

$= \quad 2{,}2156 \quad in$

$wd = \quad 8{,}5\%d$ (8,5% dari Ludwig, fig. 8.48 hal. 77, dengan lw/d = 55 %)

$= \quad 10{,}1304 \quad in$

$$= \frac{2{,}2156}{10{,}130} = 0{,}2187 < 0{,}6 \text{ (memadai)}$$

h. Menentukan Dimensi Kolom

- **Menentukan tinggi kolom**

Jumlah tray aktual = 8 buah

Jumlah tray total = tray aktual + 1 tray kondensor + 1 tray reboiler

= 10 tray

Jarak antar tray (T) = 15 in

Ditetapkan : * tinggi ruang uap = 3 ft = 36 in

* tinggi ruang liq = 5 ft = 60 in

Tinggi shell = (T x jumlah tray total) + tinggi ruang uap + tinggi ruang liqui

= (15 x 10) + 36 + 60

= 246 in = 7,0104 m

Diameter kolom distilasi 15,00 ft = 180 in = 4,572 m

- **Menentukan tinggi larutan didalam kolom**

Umpan masuk = 326,6999 kg/jam = 720,24261 lb/jam

Waktu tinggal volume selama 15 menit :

$$V_{liq} = \frac{720{,}243 \text{ lb/jam}}{54{,}8576 \text{ lb/ft}^3} \times \frac{15 \text{ menit}}{60} \text{jam} = 3{,}2823$$

Tutup atas dan bawah berbentuk standard dished

V tutup = 0,0847 di^3 = 32,617 ft^3

Tinggi tutup (La = Lb) = 0,1690 di = 1,2295 ft = 14,754 in

Tinggi tangki total = La + Lb + Ls

= 14,754 + 14,754 + 246

= 275,5089 in = 22,9591 ft = 6,9979

V liq dalam shel = V liq - V tutup bawah

= 328,2327 - 32,6173

= 295,6154 ft^3

V_{LS} = ($\frac{1}{4}.\pi.di^2.hl$)

= 27,2293 ft

P operasi = 1,5 atm = 22,035

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

$$= 22{,}035 + \frac{\rho_L (hl - 1)}{144}$$

$$= 22{,}035 + \frac{54{,}8576 \left[2{,}231 - 1 \right]}{144}$$

$$= 22{,}5039 \quad \text{psia} = 1{,}5309 \text{ atm}$$

- **Menentukan tebal tangki (ts)**

  Berdasarkan Brownell & Young halaman 254 dan 342, bahan yang digunakan High alloy Steel SA-240 grade B, F = 17500 ; C = 3/16

  F = 17.500

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

$$= \frac{22{,}5039 \times 180}{2 \quad 17.500 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 22{,}3653} + \frac{3}{16}$$

$$= 0{,}1439$$

$$= \frac{2{,}3026}{16} + \frac{3}{16} = \frac{5{,}3026}{16} = \frac{5}{16} \text{ in}$$

- Standarisasi do :

  do = di + 2 ts = 180 + 0,6250 = 180 in = 181

  Pendekatan do : 181 in (Brownel & Young tabel 5.7 hal 91)

  di = do - 2ts = 181 - 0,625 = 180,38 in

- Menentukan tebal tutup atas dan bawah (tha-thb)

$$tha = \frac{0{,}885 \times pi \times r}{(f \times E - 0{,}1 \times pi)} + C$$

$$= \frac{0{,}885 \times 22{,}5039 \times 90{,}5}{17.500 \times 0{,}8 - 0{,}1 \times 22{,}5039} + \frac{3}{16}$$

$$= 0{,}1288$$

$$= \frac{2{,}0602}{} + \frac{3}{} = \frac{5{,}060}{} = \frac{5}{} \text{ in}$$

$$\frac{}{16} \quad \frac{}{16} \quad \frac{}{16} \quad \frac{}{16}$$

- Menentukan tinggi tutup atas dan bawah (standart dished head)

  ha = hb = 0,169 x di = 0,169 x 180,38 = 30,4834 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 = 326,6999 kg/jam = 720,249 lb/jam

ρL = 54,8576 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho L} = \frac{720,249 \text{ lb/jam}}{54,8576 \text{ lb/ft}^3} = 13,1294 \text{ ft}^3\text{/jam}$$

$$= 0,0036 \text{ ft}^3\text{/dt}$$

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

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

= 3,9 x 0,08 x 1,6831

= 0,5249 in = 1 in

pilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 388) :

Nominal pipa = 1 in sch 40

OD = 1,313 in

ID = 1,049 in

A = 0,244 in^2 = 0,0017 ft^2

b. Nozzle top kolom (B)

Rate = 326,6999 kg/jam = 720,2491 lb/jam

ρv = 1,1406 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{} = \frac{326,6999 \text{ lb/jam}}{} = 286,4263 \text{ ft}^3\text{/jam}$$

$Q = \frac{m}{\rho v} = \frac{280,4205 \text{ lb/jam}}{1,1406 \text{ lb/ft}^3} = 0,0796 \text{ ft}^3/\text{dt}$

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

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

= 3,9 x 0,3201 x 1,0172

= 1,2700 in = 1,5 in

pilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 390) :

Nominal pipa = 1,5 in sch 10

OD = 1,9 in

ID = 1,682 in

A = 0,3758 in^2 = 0,0026 ft^2

c. Nozzle refluks kondensor (C)

Rate = 326,6999 kg/jam= 720,2491 lb/jam

ρL = 54,8576 lb/ft^3

$Q = \frac{m}{\rho L} = \frac{720,2491 \text{ lb/jam}}{54,8576 \text{ lb/ft}^3} = 13,1294 \text{ ft}^3/\text{jam}$

= 0,0036 ft^3/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 x 0,0800 x 1,6831

= 0,5249 in = 1 in

pilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 387) :

Nominal pipa = 1 in sch 40

OD = 1,313 in

ID = 1,049 in

A = 0,244 in^2 = 0,0017 ft^2

d. Nozzle bottom kolom (D)

Rate = 326,700 kg/jam = 720,2426 lb/jam

ρL = 54,8576 lb/ft^3

$Q = \frac{m}{\rho L} = \frac{720,2426 \text{ lb/jam}}{54,8576 \text{ lb/ft}^3} = 13,1293 \text{ ft}^3/\text{jam}$

$Q = \frac{}{\rho L} = \frac{}{54{,}8576 \ lb/ft^3} = 13{,}1293 \ ft^3/jam$

$= 0{,}0036 \ ft^3/dt$

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

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

$= 3{,}9 \times 0{,}0800 \times 1{,}6831$

$= 0{,}5249$ in $= 1{,}0$ in

pilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 387) :

Nominal pipa = 1 in sch 40

OD = 1,313 in

ID = 1,049 in

A = 0,244 in^2 = 0,0017 ft^2

e. Nozzle uap reboiler (E)

Rate = 326,6999 kg/jam = 720,2426 lb/jam

ρv = 1,1406 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho v} = \frac{720{,}2426 \ lb/jam}{1{,}1406 \ lb/ft^3}$$

$= 631{,}4554 \ ft^3/jam$

$= 0{,}1754 \ ft^3/dt$

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

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

$= 3{,}9 \times 0{,}46 \times 1{,}0172$

$= 1{,}8126$ in $= 2$ in

pilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 390) :

Nominal pipa = 2 in sch 40

OD = 2,375 in

ID = 37,73 in

A = 1,1535 in^2 = 0,008 ft^2

Dari Brownell & Young, gambar 12.2 hal. 221 didapat dimensi flange untuk semua nozzle, dipilih flange standart type welding

BAB XII

KESIMPULAN

Pra rencana pabrik Stirena Monomer dari Ethylbenzene menggunakan katalis besi oksida dengan proses dehidrogenasi isotermal ini menghasilkan Stirena yang merupakan salah satu bahan kimia yang mempunyai peranan penting dalam menunjang industri polimer, sebagai bahan baku utama pembuatan plastik yang mencakup kristal polystyrene, karet sintesis hasil modifikasi polystyrene, acrylonitrile-butadiene-styrene terpolimer (ABS), styrene-acrylonitrile copolymer (SAN) dan styrene-butadiene rubber (SBR).

Kesimpulan pra rencana pabrik Stirena Monomer diambil dari berbagai aspek sebagai berikut :

12.1. Segi Teknik

Dari segi teknik, proses pembuatan Stirena Monomer ini cukup menguntungkan karena bahan baku yang digunakan mudah didapat dan berasal dari produk dalam negeri sehingga dapat digunakan dalam jangka waktu satu tahun dan proses beroperasi pada kondisi menengah.

12.2. Segi sosial

Dari segi sosial, pabrik ini cukup menguntungkan karena :

a. Menciptakan lapangan kerja
b. Meningkatkan pendapatan perkapita daerah sekitar lokasi pabrik

12.3. Segi lokasi pabrik

- Dekat dengan sumber bahan baku
- Dekat dengan daerah pemasaran
- Tersedianya air, listrik dan bahan bakar
- Tersedianya sarana transportasi yang memadai
- Tenaga kerja yang berkualitas dan cukup murah

12.4. Segi kegunaan

Stirena merupakan salah satu bahan kimia yang mempunyai peranan penting dalam menunjang industri polimer, sebagai bahan baku utama pembuatan plastik yang mencakup kristal polystyrene, karet sintesis hasil modifikasi polystyrene, acrylonitrile-butadiene-styrene terpolimer (ABS), styrene-acrylonitrile copolymer (SAN) dan styrene-butadiene rubber (SBR).

12.5. Segi ekonomi

Ditinjau dari segi ekonomi Pra Rencana Pabrik Stirena Monomer ini layak didirikan dengan penilaian sebagai berikut :

a. *Total Capital Invesment* (TCI) = Rp. 267.026.426.143,10

b. *Total Production Cost* (TPC) = Rp. 3.362.899.317.097,14

c. *Rate of Return* (ROI)

- ROI sebelum pajak = 39,84 %
- ROI sesudah pajak = 27,60 %

d. *Internal Rate of Return* (IRR) = 20,64 %

e. *Break Event Point* (BEP) = 38,96 %

f. *Pay Out Time* (POT) = 2,75 tahun

Dengan berbagai aspek tersebut maka dapat disimpulkan bahwa Pabrik Stirena Monomer dengan kapasitas 150.000 ton/tahun ini layak didirikan.

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Perencanaan suatu pabrik perlu ditinjau dari faktor-faktor ekonomi yang menentukan apakah pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung rugi dalam mendirikan pabrik Stirena Monomer adalah sebagai berikut :

- Return on Investment (ROI)
- Pay Out Time (POT)
- Break Even Point (BEP)
- Internal Rate of Return (IRR)

Sedangkan untuk menghitung faktor-faktor di atas perlu diadakan penaksiran beberapa hal yang menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses, yaitu :

11.1. Faktor-faktor penentu :

a. Total Capital Investment (TCI)

Yaitu modal yang diperlukan untuk mendirikan pabrik sebelum berproduksi. TCI ini terdiri atas :

1. Fixed Capital Investment (FCI)
   1.1. Biaya Langsung (Direct Cost), meliputi :
   - Peralatan :
     - Peralatan sesuai diagram alir
     - Suku cadang
     - Peralatan tambahan
     - Biaya inflasi
     - Pajak dan asuransi
     - Modifikasi selama "*start up*"

[illegible]

[illegible] ECONOMIQUE

[illegible]

- [illegible]
- [illegible]
- [illegible]
- [illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

1. [illegible]
2. [illegible]
3. [illegible]
   - [illegible]
     - [illegible]
     - [illegible]
     - [illegible]
     - [illegible]
     - [illegible]
     - [illegible]

- Instalasi peralatan :
  - Instalasi sesuai diagram alir
  - Pondasi, isolasi, cat
- Instrumen dan kontrol
- Perpipaan
- Peralatan listrik
  - Motor, kabel, bahan listrik, dll
- Bangunan
  - Proses, perawatan pelayanan.
- Lahan pengembangan
- Fasilitas pelayanan
  - Utilitas (steam, listrik, air)
  - U P L (Unit Pengolahan Limbah)
  - Distribusi dan pengemasan
- Tanah

1.2. Biaya Tak Langsung (Indirect Cost)

- Teknik dan supervisi
- Konstruksi
- Kontraktor
- Biaya tak terduga

2. Working Capital Investment (WCI)

Yaitu modal untuk menjalankan pabrik yang berhubungan dengan laju produksi, meliputi :

a. Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
b. Gaji dalam waktu tertentu
c. Supervisi
d. Utilitas dalam waktu tertentu
e. Laboratorium
f. Pemeliharaan
g. Uang tunai

h. Patent dan royalty

i. Pengemasan produk dalam waktu tertentu.

Maka: TCI = FCI + WCI

b. Total Biaya Produksi

Yaitu biaya yang digunakan untuk operasi pabrik dan biaya perjalanan produk, meliputi :

1. Biaya pembuatan, terdiri atas :
   - Biaya produksi langsung (DPC)
   - Biaya produksi tetap (FC)
   - Biaya overhead pabrik
2. Biaya umum (general expenses)
   - Administrasi
   - Distribusi dan pemasaran
   - Litbang
   - Biaya tak terduga

Biaya produksi total terbagi menjadi :

a. Biaya variabel (VC), yaitu semua biaya yang pengeluarannya berbanding lurus dengan laju produksi yang meliputi :
   - Biaya bahan baku
   - Biaya utilitas
   - Biaya pengepakan

b. Biaya Semi Variabel (SCV), yaitu biaya pengeluaran yang tidak berbanding lurus dengan laju produksi, meliputi :
   - Upah karyawan
   - Plant Over Head
   - Pemeliharaan dan perbaikan
   - Laboratorium
   - Operating supplies
   - General expenses

b. Pesanan dan royalti

c. Pengganti penjualan dalam valuta lainnya

Jumlah: Rp 1 + Rp 2 = Rp 3

3. Jenis Biaya Produksi

Biaya biaya yang dikeluarkan untuk operasi pabrik dan biaya perjalanan meliputi:

1. Biaya pembuatan, tenaga kerja
   - Biaya produksi langsung (DPL)
   - Biaya produksi tetap (FC)
   - Biaya overhead pabrik
2. Biaya umum (general expenses)
   - Administrasi
   - Gaji dan pensiun
   - Listrik
   - Biaya air minum

Biaya produksi total adalah jumlah:

a. Biaya variabel (VC), yaitu semua biaya yang perubahannya berhubungan langsung dengan jumlah produksi yang meliputi:
   - Biaya bahan baku
   - Biaya utilitas
   - Biaya pengepakan

b. Biaya tetap variabel (FC), yaitu biaya pengeluaran yang tidak berhubungan langsung dengan jumlah produksi, meliputi:
   - Gaji karyawan
   - Bahan dan bahan
   - Pemeliharaan dan perbaikan
   - Laboratorium
   - Operasi supplies
   - Umum dan administrasi

c. Biaya Tetap (FC)

- Depresiasi
- Asuransi
- Pajak
- Bunga

c. Penaksiran Harga Alat

Harga suatu alat setiap saat akan berubah, tergantung pada perubahan kondisi ekonomi. Untuk itu digunakan beberapa cara konversi harga alat terhadap harga alat pada beberapa tahun lalu, sehingga diperoleh harga yang ekivalen dengan harga sekarang.

Harga alat dalam pra rencana pabrik Stirena Monomer ini didasarkan pada data harga alat yang terdapat dalam literatur :

- Peter & Timmerhaus
- Ulrich

Dan www.matche.com sebagai pembanding.

Untuk menaksir harga alat pada tahun 2012 digunakan persamaan :

$$H_A = H_B \left(\frac{C_A}{C_B}\right)^n$$ (Peter & Timmerhaus edisi IV, hal. 169)

Di mana :

H_A : harga alat A

H_B : harga alat B

C_A : kapasitas alat A

C_B : kapasitas alat B

n : eksponen harga alat

11.2. Penentuan Total Capital Investment (TCI)

a. Biaya Langsung (Direct Cost / DC) :

- Luas tanah = 28.993 m^2
- Luas bangunan pabrik = 20.430 m^2

a. Biaya Lain (CL)

- Depresiasi
- Asuransi
- Pajak
- Bunga

c. Perhitungan Biaya Aus

Biaya susut atau aus yang dan harus diperhitungkan pada perusahaan tersebut adalah. Untuk itu diperlukan informasi cara hitung dan besarnya biaya atau pada waktu pada waktu atau aus. Adalah biaya yang ditanggung dengan biaya sekarang.

Biaya atau dalam perusahaan pabrik bahan Alumunium untuk dikemukan pada dan biaya atau yang mendapat dalam literatur .

- Fuller & Finnemore
- Ulrich

Dan [illegible] sebagai perumusan.

Untuk menghitung biaya atau pada tahun 2013 dipergunakan perumusan :

$$M_A = M_B \left(\frac{C_A}{C_B}\right)^{0,6}$$ [illegible] Alumunium [illegible]

Dimana :

M_A : biaya alat A

M_B : biaya alat B

C_A : kapasitas alat A

C_B : kapasitas alat B

0,6 : eksponen biaya alat

11.3. Perhitungan Total Capital Investment (TCI)

a. Biaya Langsung (Direct Cost / DC) :

- Lahan tanah = 20.000 m²
- Luas bangunan pabrik = 20.000 m²

- Harga tanah = Rp 250.000,-/m^2
- Harga bangunan = Rp. 300.000,-/m^2

Jumlah total = Rp. 7.248.250.000,- + Rp. 4.272.000.000,-
= Rp. 13.377.250.000,-

Harga peralatan	**E**	Rp.	74.174.007.261,97
Tanah dan bangunan		Rp.	13.377.250.000,00
Pemasangan alat	10% E	Rp.	7.417.400.726,20
Instrumentasi dan kontrol	13% E	Rp.	9.642.620.944,06
Perpipaan terpasang	10% E	Rp.	7.417.400.726,20
Listrik terpasang	5% E	Rp.	3.708.700.363,10
Pengembangan lahan	5% E	Rp.	3.708.700.363,10
Fasilitas pelayanan	10% E	Rp.	7.417.400.726,20
Total Direct Cost (DC)		Rp.	134.254.953.144,17

b. Biaya Tak Langsung (Indirect Cost / IC)

Engineering dan supervisi	30% E	Rp.	22.252.202.178,59
Konstruksi	30% E	Rp.	22.252.202.178,59
Total Indirect Cost (IC)		Rp.	44.504.404.357,18

c. Total Modal (Total Plant Cost / TPC)

Total TPC = DC + IC
= Rp. 134.254.953.144,17 + Rp. 44.504.404.357,18
= Rp. 178.759.357.501,35

d. Modal Tetap (Fixed Capital Investment / FCI)

Kontraktor fee	30% TPC	Rp.	22.252.202.178,59
Biaya tak terduga	15% TPC	Rp.	25.960.902.541,69
Total FCI		Rp.	226.972.462.221,63

- Hangar bonds [illegible]
- Hangar management [illegible]

Jurisdiction total [illegible]

[illegible]

Hangar parameters	[illegible]	[illegible]	[illegible]
Bank loan management	[illegible]	[illegible]	[illegible]
Commonwealth [illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
Investment [illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
Employee [illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
Bank [illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
Non-commonwealth [illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
Total Hangar Costs (6%)		[illegible]	[illegible]

c. Hangar Fuel Management Facilities Cost (6%)

[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
Total Facilities Cost (6%)		[illegible]	[illegible]

c. Total Hangar Costs (Total Hangar Costs + 6%)

Total [illegible] = [illegible]

= [illegible]

= [illegible]

d. Hangar Fuel Tank (Fixed Capital Investment + 6%)

Hangar [illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
Hangar [illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
Total [illegible]		[illegible]	[illegible]

e. **Modal Kerja (Working Capital Investement / WCI)**

Work Capital Investment (WCI) = 15 % TCI

f. **Total Capital Investment (TCI)**

TCI = FCI + WCI

= Rp. 226.972.462.221,63 + 15 % TCI

85 % = Rp. 226.972.462.221,63

TCI = Rp. 267.026.426.143,10

Jadi Modal Kerja (WCI) = 15 % TCI

= 15 % × Rp. 267.026.426.143,10

= Rp. 40.053.963.921,46

Modal yang digunakan terdiri dari :

a. 60 % modal sendiri (TCI) = Rp. 160.215.855.685,86

b. 40 % pinjaman (TCI) = Rp. 106.810.570.457,24

11.3. Penentuan Total Production Cost (TPC) :

11.3.1. Biaya Manufacturing (Pembuatan)

a. Biaya Produksi Langsung (DPC) :

Gaji karyawan	TK	Rp.	3.987.648.000,00
Bahan baku 1 tahun		Rp.	1.861.139.948.580,00
Biaya utilitas 1 tahun		Rp.	16.808.984.256,34
Biaya pengemasan 1 tahun		Rp.	30.000.000.000,00
Biaya laboratorium	15% TK	Rp.	598.147.200,00
Pemeliharaan dan perawatan	10% FCI	Rp.	22.697.246.222,16
Patent and royalties	2,5% TPC		0,25 TPC
Supervise	20% TK	Rp.	797.529.600,00
Penyedian operasi	20% FCI	Rp.	45.394.492.444,33
Total Biaya Produksi Langsung (DPC)		**Rp.**	**1.981.423.996.302,82 + 0,25 TPC**

a. Social Kosja (Working Capital Investment / WCI)

WCI = Capital Investment (WCI) = 15 % TCI

b. Total Capital Investment (TCI)

TCI = FCI + WCI

= Rp. 2[illegible] + 15 % TCI

85 % = Rp. 2[illegible]

TCI = Rp. 2[illegible]

Jadi Modal Kerja (WCI) = 15 % TCI

= 15 % x Rp. 2[illegible]

= Rp. [illegible]

Modal yang dipinjam sebesar dari :

a. 60 % modal sendiri = 60 % Rp. [illegible]

b. 40 % pinjaman = 40 % Rp. [illegible]

14.4. Perkiraan Total Pendapatan (Laba (TPC)) :

14.4.1. Biaya Manufacturing (Produksi)

a. Biaya Produksi Langsung (DPC) :

Tenaga kerja		Rp.	[illegible]
Bahan baku / bahan		Rp.	[illegible]
Biaya utilitas / bahan		Rp.	[illegible]
Biaya pengemasan / bahan		Rp.	[illegible]
Biaya laboratorium	[illegible]	Rp.	[illegible]
Pemeliharaan dan perawatan	[illegible]	Rp.	[illegible]
Pajak dan asuransi	[illegible]		[illegible]
Supervisi	[illegible]	Rp.	[illegible]
Pengepakan produk	[illegible]	Rp.	[illegible]
Total Biaya Produksi Langsung (DPC)		Rp.	[illegible] = [illegible] %

b. Biaya Produksi Tetap (FPC) :

Depresiasi alat	10% FCI	Rp.	22.697.246.222,16
Depresiasi bangunan	1% FCI	Rp.	2.269.724.622,22
Pajak kekayaan	2% FCI	Rp.	4.539.449.244,43
Asuransi	3% FCI	Rp.	6.809.173.866,65
Total Biaya Produksi Tetap (FPC)		Rp.	36.315.593.955,46

c. Biaya Overhead Pabrik

Biaya Overhead Pabrik = 15% TPC

11.3.2. Biaya Pengeluaran Umum (General Expenses / GE)

Biaya Administrasi	15% TPC	0,15 TPC
Biaya distribusi & pemasaran	10% TPC	0,10 TPC
Biaya litbang	2,5% TPC	0,025 TPC
Bunga	12% TCI	Rp. 32.043.171.137,17
Total General Expenses (GE)		**Rp. 32.043.171.137,17 + 0,275 TPC**

11.3.3. Biaya Produksi Total (TPC)

TPC = GE + COM

= Rp. 32.043.171.137,17 + 0,275 TPC + Rp. 36.315.593.955,46 + 1.981.423.996.302,82 + 0,25 TPC

= Rp. 2.017.739.590.258,29 + 40% TPC

60% TPC = Rp. 2.017.739.590.258,29

TPC = Rp. 3.362.899.317.097,14

GE = Rp. 32.043.171.137,17 + 0,275 TPC

= Rp. 32.043.171.137,17 + 0,275 (Rp. 3.362.899.317.097,14)

= Rp. 956.840.483.338,89

Jadi Biaya Overhead = 15% TPC

= 15% × Rp. 3.362.899.317.097,14

= Rp. 504.434.897.564,57

b. Ebbye Prudential Zeng (EPZ):

Depreciation	[illegible]	Rp [illegible]
Amortisasi Lisensi	[illegible]	Rp [illegible]
Biaya Lisensi	[illegible]	Rp [illegible]
Tunai	[illegible]	Rp [illegible]
Total Biaya Prudential Zeng (EPZ)		Rp [illegible]

c. Ebbye Diversified Fabric

Ebbye Diversified Fabric = [illegible]

11.3.3. Biaya Tenaga-Ahli Luar (Outside Expense) (OE)

Biaya Konsultasi	[illegible]	[illegible]
Biaya Administrasi & Pemasaran	[illegible]	[illegible]
Biaya Umum	[illegible]	[illegible]
Total	[illegible]	Rp [illegible]
Total Outside Expense (OE)		Rp [illegible]

11.3.4. Biaya Produksi Total (TPC):

TPC = [illegible]

= Rp [illegible] + Rp [illegible]

= [illegible]

= Rp [illegible]

AOC TPC = Rp [illegible]

EPC = Rp [illegible]

OE = Rp [illegible] + [illegible]

= Rp [illegible] + [illegible] Rp [illegible]

= Rp [illegible]

Anti Biaya Overhead = [illegible]

= [illegible]

= Rp [illegible]

11.4. Analisa Profitabilitas

Asumsi yang diambil adalah :

a. Modal :

1. 60 % modal sendiri = Rp. 160.215.855.685,86
2. 40 % pinjaman = Rp. 106.810.570.457,24

b. Bunga kredit sebesar 20 % per tahun

c. Masa konstruksi :

Tahun I : 60 % modal sendiri + 40 % modal pinjaman

Tahun II : 60 % modal sendiri + 40 % modal pinjaman

d. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun

e. Umur pabrik 10 tahun, nilai sisa = 0

f. Kapasitas produksi :

Tahun I : 90 % dari produksi total

Tahun II : 100 % dari produksi total

h. Pajak penghasilan : 34 % per tahun

❖ **Menghitung Total Investasi :**

Masa konstruksi tahun I :

- Modal sendiri 60 % = Rp. 160.215.855.685,86
- Modal pinjaman 40 % = Rp. 106.810.570.457,24

Masa konstruksi tahun II :

- Modal sendiri 60 % = Rp. 96.129.513.411,51
- Modal pinjaman 40 % = Rp. 42.724.228.182,90

❖ **Menghitung harga jual yang layak**

Keuntungan yang diinginkan = 30% TCI

Laba Bersih = 30% × Rp. 267.026.426.143,10

= Rp. 80.107.927.842,93

Laba Bersih = Penjualan Bersih – Biaya Produksi Total (TPC)

Penjualan Bersih = Untung + Biaya Produksi Total (TPC)

= Rp. 80.107.927.842,93 + Rp. 3.362.899.317.097,14

= Rp. 3.443.007.244.940,07

11.4. Analisa Profitabilitas

Analisa yang dilakukan adalah :

a. Modal

1. 60 % modal sendiri = Rp. 100.000.000,00
2. 40 % pinjaman = Rp. 100.000.000,00

b. Bunga bank sebesar 20 % per tahun

c. Hasil Konstruksi :

Tahun I : 60 % modal sendiri + 40 % modal pinjaman

Tahun II : 60 % modal sendiri + 40 % modal pinjaman

d. Pengembalian pinjaman dimulai tahun ke tiga

e. Umur pabrik 10 tahun, nilai sisa = 0

f. Kapasitas produksi :

Tahun I : 60 % dari produksi total

Tahun II : 100 % dari produksi total

g. Pajak penghasilan : 34 % per tahun

❖ Menghitung Total Investasi :

Hasil Konstruksi tahun I :

- Modal sendiri 60 % = Rp. 100.000.000,00
- Modal pinjaman 40 % = Rp. 100.000.000,00

Hasil konstruksi tahun II :

- Modal sendiri 60 % = Rp. [illegible]
- Modal pinjaman 40 % = Rp. [illegible]

❖ Menghitung biaya jual yang lagi

Kontraktor yang dikeluarkan = 35% x [illegible]

Jalur Bank = 40% x Rp. [illegible]

Rp. [illegible]

Jalur Bank = Pinjaman Bank - Biaya Produksi Total x [illegible]

Pinjaman Bank = Jaminan - Biaya Produksi Total [illegible]

= Rp. [illegible] - Rp. [illegible]

= Rp. [illegible]

Pajak Penghasilan = 34%

Untung (Penjualan kotor) = Penjualan bersih + pajak 34%

= Rp. 3.443.007.244.940,07 + (34% × Rp. 3.443.007.244.940,07)

= Rp. 3.453.336.266.674,89

Jadi harga jual produk = $\frac{\text{Untung (Penjualan kotor)}}{\text{Kapasitas (kg/tahun)}}$

= $\frac{\text{Rp. } 4.613.629.708.219,70}{150.000.000}$

= Rp. 23.022,24 kg / produk

Laba Kotor = Untung (Penjualan kotor) – TPC

= Rp. 3.453.336.266.674,89 – Rp. 3.362.899.317.097,14

= Rp. 90.436.949.577,75

❖ **Menghitung Penilaian Investasi :**

A. Metode Laju Pengembalian modal (Pay Out Time = POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan atau waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi.

Depresiasi total = Rp. 24.966.970.844,38

Usia Perusahaan = 10 tahun

Depresiasi alat = Rp. 2.496.697.084,44

Cash Flow = Laba Bersih + Depresiasi alat

= Rp. 80.107.927.842,93 + Rp. 2.496.697.084,44

= Rp. 82.604.624.927,37

POT = $\frac{\text{FCI}}{\text{Cash Flow}} \times 1 \text{ tahun}$

= $\frac{\text{Rp. } 226.972.462.221,63}{\text{Rp. } 82.604.624.927,37} \times 1 \text{ tahun}$

= 2,75 tahun

(Vilbrant and Dryden, hal. 254)

Total Investment [illegible]

Closing Inventory Value [illegible]

= [illegible]

= [illegible]

Total Sales Total Profit [illegible]

$$= \frac{[illegible]}{[illegible]}$$

= [illegible]

Sales Mean = [illegible]

= [illegible]

= [illegible]

4. Discounting Valuation Increment :

a. Method 1: Aide Discounting model (Fire Tire Company [illegible]) :

[illegible] which [illegible] discounting [illegible] [illegible] discounting [illegible] [illegible]

Expected total [illegible]

Fixed Commission [illegible]

Discounting rate [illegible]

Cash Flow [illegible] Expected sale

= [illegible]

= [illegible]

$$PVF = \frac{1/1}{(1+0.05)^1} = 1.0000$$

$$= \frac{[illegible]}{[illegible]} = 1.0000$$

= [illegible]

[illegible]

B. Metode Laju Kembalinya Modal (Return Of Investment = ROI)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

Pajak = 34 %

Laba kotor = Rp. 90.436.949.577,75

Laba bersih = Rp. 80.107.927.842,93

Modal tetap = Rp. 226.972.462.221,63

ROI sebelum pajak :

$$ROI_{BT} = \frac{\text{laba kotor}}{\text{modal tetap}} \times 100\%$$

$$= \frac{90.436.949.577,75}{226.972.462.221,63} \times 100\% = 39,84\ \%$$

ROI setelah pajak :

$$ROI_{AT} = \frac{\text{laba bersih}}{\text{modal tetap}} \times 100\%$$

$$= \frac{80.107.927.842,93}{226.972.462.221,63} \times 100\% = 27,60\ \%$$

(Vilbrant and Dryden, hal. 253)

C. Menghitung Titik Impas (Break Even Point = BEP)

BEP adalah titik dimana jika kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik itu tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

$$BEP = \frac{FPC + 0,3SVC}{S - 0,7SVC - VC} \times 100\%$$

3a. Übungsaufgabe Bruttoertragsrechnung (Rechnung mit Stückpreisen = BRRS)

BRR addiert periodenweise Erlöse, wenn diese entweder sofort vereinnahmt oder abgrenzungsbedingt später vereinnahmt werden sollen.

Periode = 2006

Erlöse Leistungen = 10.000.000,00 €

Erlöse Handel = 10.000.000,00 €

Monatsumsatz = 10.000.000,00 € / 12 = 833.333,33 €

BRR sofortiger Zugang:

$$\text{BRRZug} = \frac{\text{Jahreserlöse}}{\text{Monatsumsatz}} \cdot 100\%$$

$$= \frac{10.000.000,00 \text{ €}}{833.333,33 \text{ €}} \cdot 100\% = 1200\%$$

BRR sofortiger Abgang:

$$\text{BRRAbg} = \frac{\text{Erlöse Handel}}{\text{Monatsumsatz}} \cdot 100\%$$

$$= \frac{10.000.000,00 \text{ €}}{833.333,33 \text{ €}} \cdot 100\% = 1200\% = 12,00 \text{ Monate}$$

3b. Übungsaufgabe Zinsen Leasing (Zinsen Erlöse Leasing = ZELS)

ZELS addiert nur Zinsanteile aus Leasingraten periodisch periodengerecht sowohl sofort als auch später vereinnahmt werden. Der Erlös muß aber dann immer periodenbezogen sowohl sofort als auch später produktbezogen.

$$\text{ZELS} = \frac{\text{PZ} \cdot \text{Q} \cdot \text{ZS}}{\text{N} - \text{ZS} \cdot \text{Q} \cdot (\text{N} - \text{VL})} \cdot 100\%$$

Dengan data sebagai berikut :

1. Biaya tetap (FC)	Rp. 36.315.593.955,46
2. Biaya variabel (VC)	
– Bahan baku 1 tahun	Rp. 1.861.139.948.580,00
– Utilitas 1 tahun	Rp. 16.808.984.256,34
– Biaya pengemasan 1 tahun	Rp. 30.000.000.000,00
Total Biaya VC	Rp. 1.907.948.932.836,34
3. Biaya Semi Variabel (SVC)	
– Biaya umum	Rp. 956.840.483.338,89
– Biaya overhead	Rp. 504.434.897.564,57
– Penyediaan Operasi	Rp. 45.394.492.444,33
– Biaya laboratorium	Rp. 598.147.200,00
– Gaji karyawan langsung	Rp. 3.987.648.000,00
– Supervisi	Rp. 797.529.600,00
– Patent & Royalti	Rp. 84.072.482.927,43
– Perawatan & Pemeliharaan	Rp. 22.697.246.222,16
Total Biaya SVC	Rp. 1.618.822.927.297,38
4. Hasil Penjualan (S)	Rp. 3.453.336.266.674,89

$$BEP = \frac{FPC + 0{,}3SVC}{S - 0{,}7SVC - VC} \times 100\%$$

$$= 38{,}96\ \%$$

Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi :

$= 38{,}96\ \% \times 150.000$ ton / tahun $=$ 58.442,3002 ton / tahun.

Nilai BEP untuk pabrik kimia adalah 30 – 60 %.

Jadi untuk Pra Rencana Pabrik Stirena Momoner ini, nilai BEP memenuhi.

Dengan data sebagai berikut :

A. Biaya tetap (FC)	Rp	[illegible]
B. Biaya variabel (VC)		
- Biaya bahan baku / tahun	Rp	[illegible]
- Upah / tahun	Rp	[illegible]
- Biaya pengemasan / tahun	Rp	[illegible]
Total Biaya VC	Rp	[illegible]
C. Biaya Total Variabel (VC)		
- Biaya tetap	Rp	[illegible]
- Biaya variabel	Rp	[illegible]
- Penyusutan (Depresiasi)	Rp	[illegible]
- Biaya Pemeliharaan	Rp	[illegible]
- Biaya Asuransi Karyawan	Rp	[illegible]
Sewa tanah	Rp	[illegible]
- Biaya di Lembaga	Rp	[illegible]
- Perpajakan & Perizinan	Rp	[illegible]
Total Biaya TVC	Rp	[illegible]
D. Biaya Produksi (D)	Rp	[illegible]

$$BEP = \frac{FC + (Z \times TVC)}{S - (0,7 \times TVC - VC)} \times 100\%$$

$= 34,90\ \%$

Titik BEP dapat pada kapasitas produksi :

$= 34,90\ \% \times 1.500.000$ unit / tahun $= 524.177,002$ unit / tahun.

Nilai BEP dapat pada titik sebesar 34 - 50 %.

Jadi maka Pra kelayakan Pabrik Minyak Jelantah layak untuk [illegible] pertimbangkan.

Untuk produksi tahun pertama kapasitas pabrik 90 % dari kapasitas sebenarnya, sehingga keuntungannya adalah :

$$\frac{PB_i}{PB} = \frac{(100 - BEP) - (100 - \%kapasitas)}{(100 - BEP)}$$

Dimana :

PB_i = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (di bawah 100 %)

PB = keuntungan pada kapasitas 100 %

% kap = % kapasitas yang tercapai

$$\frac{PB_i}{39.897.209.856} = \frac{(100 - 38{,}96) - (100 - 90)}{(100 - 38{,}96)}$$

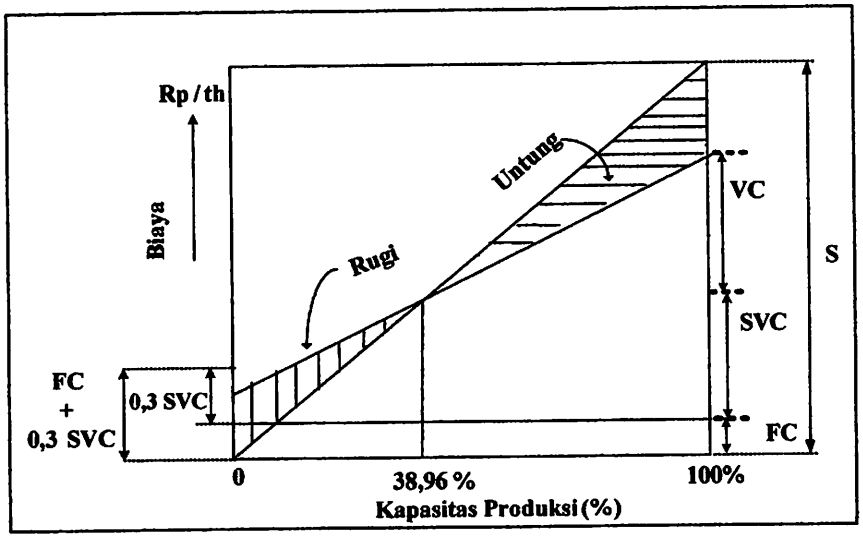
PB_i = Rp. 66.983.756.747,2055

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun pertama adalah :

C_A = Laba bersih tahun pertama + Depresiasi alat

= Rp. 68.116.968.445,55 + Rp. 2.496.697.084,44

= Rp.69.480.453.831,64



Gambar 11.1. Break Even Point (BEP) Pra Rencana Pabrik Stirena Monomer

Hasil produksi nilai tersisa kapasitas pabrik 90 % dan kapasitas cadangan sebagai berikut :

$$\frac{PB_1}{PB} = \frac{(100 - [B]) + (100 - \text{Nilai}_{\text{cadangan}})}{(100 - [B])}$$

Dimana :

PB_1 = kemampuan pada % kapasitas yang tersedia, di lawan 100 %

PB = kemampuan pada kapasitas 100 %

% sisa = % kapasitas yang tersedia

$$\frac{PB}{PB_1} = \frac{(100 - 38{,}50) + (100 - 90)}{(100 - 38{,}50)}$$

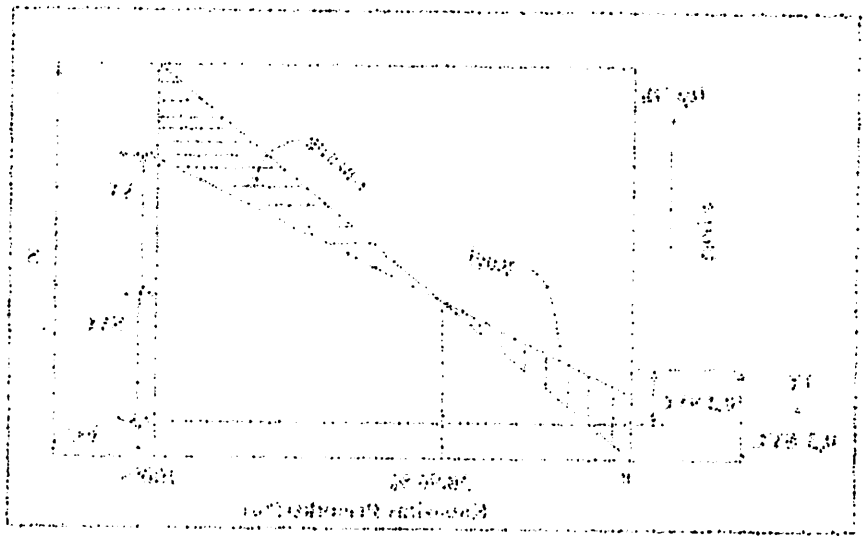
PB_1 = Rp. 80.000.000,- x 1,1627 = Rp. 93.016.000,-

Nilaiaset pada tahun service pabrik untuk tahun pertama adalah :

= Life hasil tahun pertama + Depresiasi thn

= Rp. 93.016.000,- + Rp. 2.400.000,-

= Rp. 95.416.000,-



Gambar 11.3. Break Even Point (BEP) Pra Rencana Pabrik Nitrat Alumunium

D. Shut Down Point (SDP)

Shut down point adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik yang masih boleh beroperasi.

$$SDP = \frac{0{,}3SVC}{S - 0{,}7SVC - VC} \times 100\%$$

$$= 8{,}91\ \%$$

Titik Shut Down Point terjadi pada kapasitas :

= 8,91 % × 150.000 ton / tahun

=13.357,7140 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 :

a. Masa konstruksi pabrik pada tahun ke-2 adalah (C_{A-2})

C_{A-2} = 40 % × FCI × $(1 + i)^2$

= 40 % × Rp. 226.972.462.221,63 × $(1+ 0{,}2)^2$

= Rp. 130.736.138.239,66

b. Masa konstruksi pabrik pada tahun ke-1 adalah (C_{A-1})

C_{A-1} = 60 % × FCI × $(1 + i)^1$

= 60 % × Rp. 226.972.462.221,63 × $(1+ 0{,}2)^1$

= Rp. 196.104.207.359,49

Total modal akhir pada masa konstruksi 2 tahun adalah :

$C_{A-0} = C_{A-2} - C_{A-1}$

= Rp. -326.840.345.599,15

3. Shut Down Point (SDP)

Shut down point occurs when the long accumulation exponential reaches zero, which happens when:

$$SDP = \frac{0.1 \times V}{X - 0.9 \times V - VC} \times 100\%$$

$$= 9.91\%$$

(Ink Sales Dollars Fixed Inputs Variable Inputs)

$$= \$0.00 \div [15,000,000 - 1,000,000]$$

$$= 11,457,7140 \text{ units}$$

3. Net Present Value (NPV)

Although the dynamics are not straightforward, we can find the initial investment for each design with the net present value.

Longitudinal-longitudinal measurement NPV:

a. Value based on total partial pass value from Level 2 assets ($C_{1,2}$)

$$C_{1,2} = \$0.00 + [C1 \times (1 + i)^t$$

$$= \$0.00 + [\$0.320 \times 72,469,571.03 \times (1 + 0.07)^4$$

$$= \$0.120,718,1[8,277.00$$

b. Value transferred partial pass value from Level 1 assets ($C_{1,1}$)

$$C_{1,1} = \$0.00 + [C1 \times (1 + i)^t$$

$$= \$0.00 + [\$0.320 \times 72,469,571.03 \times (1 + 0.07)^4$$

$$= \$0.120,108,207.[illegible]$$

Level pseudo-older pass value transferred 2 years ago (adjusted):

$$C_{1,m} = C_{1,1} - C_{1,2}$$

$$= \$0.00 - [illegible]$$

Menghitung NPV tiap tahun :

$NPV = C_A \times F_d$

Di mana :

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 / CA (Rp)	Fd (I = 0,12)	NPV_1 (Rp)
0	-326.840.345.599,15	0,8333	-326.840.345.599,15
1	196.104.207.359,49	0,6944	163.420.172.799,58
2	130.736.138.239,66	0,5787	90.788.984.888,65
3	130.736.138.239,66	0,4823	75.657.487.407,21
4	130.736.138.239,66	0,4019	63.047.906.172,68
5	130.736.138.239,66	0,3349	52.539.921.810,56
6	130.736.138.239,66	0,2791	43.783.268.175,47
7	130.736.138.239,66	0,2326	36.486.056.812,89
8	130.736.138.239,66	0,1938	30.405.047.344,08
9	130.736.138.239,66	0,1615	25.337.539.453,40
10	130.736.138.239,66	0,1615	21.114.616.211,16
Nilai sisa	0	0,1615	0
WCI	40.053.963.921,46	0,8333	6.468.938.790,18
Jumlah			282.209.594.266,71

Karena harga NPV = (+) maka pabrik Stirena Monomer layak untuk didirikan.

F. Internal Rate of Return (IRR)

IRR memiliki pengertian yang sama dengan ROI namun memperhitungkan nilai waktu dan uang yang lebih akurat

Tabel 11.2. Cash flow untuk IRR

Tahun ke	Cash Flow / CA (Rp)	Fd (I = 0,28)	NPV_2
0	-326.840.345.599,15	1	-326.840.345.599,15
1	196.104.207.359,49	0,7143	140.074.433.828,21
2	130.736.138.239,66	0,5102	66.702.111.346,77
3	130.736.138.239,66	0,3644	47.644.365.247,69
4	130.736.138.239,66	0,2603	34.031.689.462,64
5	130.736.138.239,66	0,1859	24.308.349.616,17
6	130.736.138.239,66	0,1328	17.363.106.868,69
7	130.736.138.239,66	0,0949	12.402.219.191,92
8	130.736.138.239,66	0,0678	8.858.727.994,23
9	130.736.138.239,66	0,0484	6.327.662.853,02
10	130.736.138.239,66	0,0346	4.519.759.180,73
Nilai sisa	0	0,0346	0
WCI	40.053.963.921,46	0,0346	1.384.730.141,15
Jumlah			36.776.810.132,07

$$IRR = i_1 + \frac{NPV_1}{NPV_1 + NPV_2} \times (i_2 - i_1)$$

$$= 0{,}12 + \frac{282.209.594.266{,}71}{282.209.594.266{,}71 - 36.776.810.132{,}07} \times (0{,}28 - 0{,}12)$$

$$= 20{,}64\ \% > 12\ \%$$

Karena IRR lebih besar dari bunga bank (12 %), maka pabrik Stirena Monomer layak untuk didirikan.

7. Internal Rate of Return (IRR)

IRR merupakan perpaduan yang cara dengan BEP cannot .mengumbinkan nilai waktu dan uang yang lebih akurat

Tabel 11.3. Cash flow untuk IRR

Tahun ke	Cash Flow (Rp)	PV 1 = Rp.xx	NPV
0	[illegible]	1	[illegible]
1	[illegible]	0,[illegible]	[illegible]
2	[illegible]	[illegible]	[illegible]
3	[illegible]	[illegible]	[illegible]
4	[illegible]	[illegible]	[illegible]
5	[illegible]	[illegible]	[illegible]
6	[illegible]	[illegible]	[illegible]
7	[illegible]	[illegible]	[illegible]
8	[illegible]	[illegible]	[illegible]
9	[illegible]	[illegible]	[illegible]
10	[illegible]	[illegible]	[illegible]
Sisa/Jual aset	0		0
NPV	[illegible]	[illegible]	[illegible]
Jumlah			[illegible]

$$IRR = i + \frac{NPV_i}{NPV_i - NPV_{i'}} \times (i' - i)$$

$$= 0,13 + \frac{[illegible]}{[illegible] - [illegible]} \times (0,[illegible] - 0,13)$$

$$= 20,04\% = 12\%$$

Karena IRR lebih besar dari bunga bank 12% maka proyek dikatakan layak untuk didanai

BAB X
STRUKTUR DAN ORGANISASI PERUSAHAAN

Suatu perusahaan biasanya memiliki bentuk organisasi yang berfungsi sebagai suatu bentuk hubungan yang memiliki sifat dinamis, dalam arti dapat menyesuaikan diri terhadap suatu perubahan, yang pada hakekatnya merupakan suatu bentuk untuk mencapai tujuan tertentu.

Pada umumnya organisasi dapat dibuat dalam suatu struktur yang merupakan gambaran secara skematis tentang hubungan atau kerjasama antar departemen yang terdapat dalam kerangka usaha untuk mencapai tujuan tersebut.

10.1. Dasar Perusahaan

Bentuk perusahaan	: Perseroan terbatas
Lokasi pabrik	: Rangkasbitung, Kab. Lebak, Jawa Barat.
Kapasitas produksi	: *150.000 ton / tahun*
Modal	: Penanam Modal Dalam Negeri (PMDN)

10.2. Bentuk Perusahaan

Parik Stirena merupakan perusahaan swasta berskala nasional yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Pemilihan perusahaan ini didasarkan atas pertimbangan – pertimbangan sebagai berikut :

a. Perseroan terbatas merupakan suatu badan hukum karena memiliki kekayaan yang terpisah dari kekayaan pribadi masing – masing pemegang saham. Kepada pemegang saham hanya dibayarkan deviden apabila perseroan mendapatkan laba. Jika perusahaan menderita rugi, tidak boleh dibayarkan deviden kepada perssero. Oleh karena itu setiap tahun diwajibkan kepada direksi/pengurus untuk melaporkan keuangan yang diperoleh.
b. Modal yang dibutuhkan dapat dikumpulkan secara mudah dengan membagi modal atas sejumlah saham-saham, sehingga PT dapat menarik modal dari

banyak orang. Begitu pula untuk memperoleh tambahan modal untuk memperluas volume usahanya.

c. Pemilik saham dengan pengurus adalah terpisah satu dengan lainnya. Pemilik PT adalah pemegang saham sedangkan pengurus adalah direksi. Pelaksana sebuah PT adalah orang yang sanggup untuk melaksanakan tugas tersebut, dengan demikian kemampuan perusahaan untuk mendapatkan keuntungan semakin besar.
d. Kehidupan sebuah PT lebih teratur, ini berarti sebuah PT mempunyai potensi hidup yang kontinyu dibandingkan dengan bentuk perusahaan lain, karena tidak tergantung pada beberapa pemegang saham dan pemilik dapat berganti – ganti.
e. Tanggung jawab yang terbatas dari para pemegang saham terhadap hutang – hutang perusahaan.
f. Adanya efisiensi dalam perusahaan karena tiap bagian dalam PT dipegang oleh seorang ahli dalam bidangnya. Tiap orang atau tiap bagian mempunyai tugas yang jelas sehingga ada dorongan untuk mengerjakan tugas dengan sebaik – baiknya.

10.3. Struktur Organisasi Perusahaan

Sistem organisasi yang digunakan perusahaan ini adalah sistem garis dan staf. Alasan pemakaian sistem ini antara lain :

- Umumnya digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi yang terus menerus.
- Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah sehingga disiplin kerja lebih baik.
- Masing – masing kepala bagian atau manager secara langsung bertanggung jawab kepada dewan komisaris.
- Anggota dewan komisaris merupakan wakil – wakil pemegang saham dan dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberikan nasehat dan saran kepada direktur.

10.4. Pembagian Tugas dan Tanggung Jawab

a. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah sekelompok orang yang mengumpulkan modal untuk pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Pemegang saham adalah pemilik perusahaan dengan batasan sesuai dengan jumlah saham yang dimilikinya, sedangkan kekayaan pribadi dari pemegang saham, tidak dipertanggung jawabkan sebagai jaminan atas hutang – hutang perusahaan.

Pemegang saham harus menanam saham paling sedikit satu tahun. Kekuasaan tertinggi terletak pada pemegang saham (RUPS), dan merekalah yang memilih direktur dan dewan komisaris dalam rapat umum pemegang saham (RUPS) serta menentukan gaji direktur tersebut.

b. Dewan Komisaris

Dewan komisaris bertindak sebagai wakil dari pemegang saham. Komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diperhatikan setiap waktu oleh RUPS, apabila ia bertindak bertentangan dengan anggaran dasar atau kepentingan perseroan tersebut. Dewan komisaris dipilih dalam RUPS dari kalangan pemegang saham yang mempunyai saham terbanyak dari perseroan tersebut.

Tujuan dewan komisaris adalah :

- Mengawasi direktur agar tindakan direktur tidak merugikan perusahaan.
- Menetapkan kebijaksanaan perusahaan.
- Mengadakan pengawasan atau evaluasi tentang hasil yang diperoleh perusahaan.
- Menyetujui atau menolak rancangan yang diajukan oleh direktur.
- Memberikan nasihat kepada direktur apabila direktur ingin mengadakan perubahan perusahaan.

c. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpanan tinggi perusahaan secara langsung dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan. Tugas direktur utama adalah :

- Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana kerja dan cara – cara pelaksanaannya.
- Mengurus harta kekayaan perseroan.
- Mengurus dan mewakili perseroan di dalam dan diluar pengadilan.
- Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang ditetapkan terlebih dahulu.
- Mengadakan koordinasi yang tepat kepada seluruh bagian organisasi.
- Mengadakan instruksi resmi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing – masing.
- Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris segala anggaran belanja dan pendapatan perusahaan.
- Selain tugas diatas, direktur utama berhak mewakili perseroan secara sah dan langsung dalam segala hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perseroan. Dan harus meminta ijin kepada presiden komisaris bila akan melakukan tindakan yang berhubungan dengan perseroan (peminjaman uang ke bank, memindah tangankan perseroan untuk menanggung hutang dan lain sebagainya).

d. Direktur teknik

Direktur teknik membawahi bagian teknik dan produksi, dan bertanggung jawab terhadap kegiatan produksi di pabrik, baik produksi langsung maupun perangkat dalam membantu atau menunjang produksi. Tugas utamanya adalah merencanakan, mengelola dan mengontrol semua kegiatan yang berhubungan dengan hasil produksi.

e. Direktur Administrasi

Direktur administrasi ini berkaitan dengan semua kegiatan diluar produksi, tetapi sangat erat hubunganya dengan kegiatan pabrik. Karena dalam

perusahaan, direktur ini mengatur dan mengelola segala hal yang berhubungan dengan lingkungan eksternal dengan membawahi bagian – bagian :

- Keuangan
- Sumber daya manusia (personalia)

f. Hubungan Masyarakat (Humas)

Tugas utamanya adalah manajemen kegiatan perusahaan diluar kegiatan produksi.

g. Kepala Bagian Teknik

Kepala bagian teknik adalah kepala bagian yang bertanggung jawab atas semua kegiatan yang berhubungan erat dengan produksi. Dalam hal ini bukan produksi secara langsung, tetapi sebagai penunjang dalam proses produksinya. Devisi – divisi yang dibawahinya adalah :

- Devisi Perawatan

  Bertugas untuk merawat, memelihara dan mempersiapkan peralatan dan fasilitas yang digunakan untuk proses produksi.
- Devisi Air

  Bertugas dalam mensuplay aliran air yang digunakan selama proses berlangsung.
- Devisi Bengkel dan Suku Cadang

  Bertugas dalam memperbaiki peralatan yang rusak dan mempersiapkan suku cadangnya.

Tugas utama dari devisi – devisi ini adalah membantu direksi dalam perancangan maupun dalam menelaah kebijakan pokok dalam bidangnya masing – masing.

h. Kepala Bagian Produksi

Kepala bagian produksi merupakan kepala bagian yang bertanggung jawab atas semua kegiatan produksi, mulai dari perencanaan, pembuatan atau produksi dan pengendalian mutu produk. Divisi – divisi yang dibawahinya adalah :

- Divisi Perencanaan Produk

  Bertugas merencanakan produksi, merancang kebutuhan bahan baku, meramalkan hasil produksi yang akan dibuat.
- Divisi Produksi

  Bertugas dalam segala hal yang berkaitan dengan produksi secara langsung.
- Divisi Gudang

  Bertugas dalam pengepakan atau pengemasan produk jadi menimbum atau menyimpan dalam gudang serta merencanakan pengiriman produk keluar pabrik.
- Divisi Pengendalian Mutu dan Laboratorium

  Bertugas dalam mengawasi dan mengontrol kualitas produk. Agar produk yang ditrima konsumen mempunyai kualitas yang sesuai dengan standart yang telah diteteapkan.

i. Penelitian dan pengembangan QC

Bertugas dalam meneliti dan mengembangkan penggunaan bahan baku serta produksi yang lebih baik dan lebih ekonomis. Litbang juga dapat berfungsi sebagai staf ahli yang mengontrol dan menanggulangi masalah yang timbul.

j. Kepala Bagian Pemasaran

Kepala bagian pemasaran mempunyai tugas menentukan daerah pemasaran dan melakukan riset market serta menangani masalah produksi. Kabag pemasaran membawahi divisi-divisi sebagai berikut:

- Divisi Market dan Proses Riset

  Bertugas meneliti dan mengupayakan agar hasil- hasil produksi dapat disalurkan ke saluran – saluran distribusi yang tepat sehingga hasil produksi mempunyai harga jual yang terjangkau.
- Divisi Penjualan

  Bertugas dalam menjual hasil produksi dengan harga jual yang telah ditetapkan.

- Divisi Promosi

Bertugas mengenalkan produk kepada konsumen-konsumen yang membutuhkan atau pabrik-pabrik lain yang menggunakan produk sebagai bahan baku prosuk lain.

k. Kepala Bagian Sumber Daya Manusia

Kepala bagian ini mempunyai tugas untuk merencanakan, mengelola dan memberdayakan sumber daya manusia, baik sumber daya manusia yang sudah ada maupun merekrut sumber daya manusia yang baru. Divisi-divisi yang di bawahinya :

- Divisi Kesehatan

  Bertugas untuk memperhatikan dan menjaga kesehatan keryawan. Berbentuk klinik dengfan seorang dokter untuk mengantisipasi apabila terjadi kecelakaan pada waktu kegiatan pabrik berlangsung.

- Devisi Transportasi

  Bertugas untuk mengatur transportasi karyawan, khususnya karyawan wanita yang bekerja untuk shift malam.

- Devisi Kesejahteraan Pekerja

  Bertugas untuk mengatur semua kegiatan yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan, muali dari mengatur tunjangan, memberikan cuti, JAMSOSTEK sampai mengatur pensiun karyawan.

- Devisi serikat pekerja

  Devisi ini berdiri berdasarkan atas amanat pemerintah yang mengharuskan setiap perusahaan memiliki serikat pekerja sebagai wakil pekerja dalam perusahaan dalam membuat perjanjian hubungan kerja.

- Devisi Perekrutan tenaga kerja

  Bertugas untuk mencari tenaga kerja baru apabila perusahaan membutuhkan tenaga kerja baru. Tugasnya mulai dari penyebaran iklan lowongan, pengadaan tes, pemilihan dan pelatihan tenaga kerja baru.

l. Kepala Bagian Keuangan

Kepala bagian keuangan bertugas mengatur keuangan serta menangani penyediaan serta pembelian baik bahan baku maupun peralatan. Keoala

bagian keuangan bertanggung jawab kepada direktur administrasi mengenai pengeluaran dan pemasukan keuangan.

m. Kepala Bagian Humas

Kabag ini mempunyai tugas yang berhubungan dengan lingkungan diluar [erusahaan mulai dari keamanan, kebersihan, keindahan taman, dan pengelolaan area parker. Tugas lainnya adalah menerima serta menyeleksi mahasiswa yang akan mengadakan kegiatan PKN, Divisi-divisi yang dibawahinya meliputi : satpam, Kebersihan, Taman, dan Parkir. Divisi ini tidak perlu di jelaskan karena sudah memiliki spesifikasi jabatan tersendiri.

10.5. Jam Kerja

Untuk karyawan yang kerja di kantor, total jam kerja 40 jam/minggu dengan perincian sebagai berikut :

a. Untuk pegawai non shift

Senin – kamis	: 08.00 – 16.00 (istirahat 12.00 – 13.00)
Jumat	: 08.00 – 16.00 (istirahat 12.00 – 13.00)
Sabtu	: 08.00 – 12.00
Minggu	: libur, begitu juga dengan hari-hari libur yang telah ditetapkan oleh perusahaan.

b. Untuk pegawai shift

Shift I	: 07.00 – 15.00
Shift II	: 15.00 – 23.00
Shift III	: 23.00 – 07.00

Untuk kegiatan produksi ini di perlukan 4 regu karyawan dimana jam kerja setiap shiftnya selalu bergantian setiap minggunya, dan jadwal kerja dapat ditabelkan sebagai berikut :

Tabel 10.5. Jadwal Kerja Karyawan Pabrik

Regu	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
A	L	I	I	I	L	II	II	II	L	III	III	III
B	I	L	II	II	II	L	III	III	III	L	I	I
C	II	II	L	III	III	III	L	I	I	I	L	II
D	III	III	III	L	I	I	I	L	II	II	II	L

Keterangan :

L : Libur

I : Shift I

II : Shift II

III : Shift III

10.6. Penggolongan dan Tingkat Pendidikan Karyawan

Penggolongan keryawan berdasarkan tingkat kedudukan dalam struktur organisasi pada Pra Rencana Stirena Monomer ini adalah :

a. Direktur Utama
b. Direktur
c. Kepala bagian
d. Kepala Seksi (Ka. Sie)
e. Operator (tenaga pelaksana)

Sedangkan latar belakang pendidikan yang harus dimiliki oleh karyawan berdasarkan kedudukannya dan struktur organisasi pada Pra Rencana Pabrik Styrene Monomer ini dapat diuraikan sebagai berikut :

a. Direktur Utama : Sarjana Teknik Kimia atau Strata 2
b. Direktur :
   - Direktur Teknik : Sarjana Teknik Kimia
   - Direktur Administrasi : Sarjana Administrasi (FIA)

c. Kepala Bagian :
   - Kabag. Teknik : Sarjana Teknik Kimia
   - Kabag. Produksi : Sarjana Teknik Kimia
   - Kabag. Pemasaran : Sarjana Ekonomi – Managemen
   - Kabag. SDM : Sarjana Psikologi Industri
   - Kabag. Humas : Sarjana Hukum
   - Kabag. Keuangan : Sarjana Ekonomi – Akuntansi

d. Kepala Litbang dan QC : Sarjana Teknik Kimia

e. Kepala Divisi :
   - Devisi Perawatan : Sarjana Teknik Mesin
   - Devisi Listrik dan Diesel : Sarjana Teknik Elektro
   - Devisi Air : Sarjana Teknik Lingkungan
   - Devisi Bengkel dan Suku Cadang : Sarjana Teknik Mesin
   - Devisi Perencana produksi : Sarjana Teknik Kimia
   - Devisi Pengendalian Mutu dan Lab : Sarjana Teknik Kimia
   - Devisi Gudang : Diploma 3 Teknik Kimia
   - Devisi Market dan Riset : Sarjana Ekonomi – Managemen
   - Devisi Penjualan : Sarjana Ekonomi – Managemen
   - Devisi Promosi : Sarjana Desain Grafis
   - Devisi Kesehatan : Sarjana Kesehatan
   - Devisi Transportasi : Diploma Ekonomi
   - Devisi Kesejahteraan Pekerja : Sarjana Hukum
   - Devisi Perekrutan Karyawan : Sarjana Psikologi Industri
   - Devisi Pembelian : Sarjana Ekonomi
   - Devisi Penyediaan : Sarjana Ekonomi
   - Devisi Kebersihan : Diploma Ekonomi
   - Devisi Taman : Diploma Pertanian
   - Satpam : Purnawirawan ABRI
   - Devisi parker : SLTA

f. Para Staf Ahli : Sarjana / Diploma

g. Operator : Diploma

Bagian struktur organisasi dapat dilihat pada bagian 10.1

10.7. Perincian Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk terselenggaranya Pra Rencana Pabrik Styrene Monomer dapat diuraikan sebagai berikut :

10.7.1. Tenaga Staf

a. Dewan Komisaris : 5 orang

Direktur

- Dewan Komisaris : 3 orang
- Direktur Teknik : 1 orang
- Direktur Administrasi : 1 orang

b. Kepala Bagian

- Kabag. Teknik : 1 orang
- Kabag. Produksi : 1 orang
- Kabag Pemasaran : 1 orang
- Kabag. SDM : 1 orang
- Kabag. Humas : 1 orang
- Kabag. Keuangan : 5 orang

c. Kepala seksi

- Kasie. Perawatan : 5 orang
- Kasie. Utilitas : 2 orang
- Kasie. Bengkel : 4 orang
- Kasie. Perenc. Produksi : 5 orang
- Kasie. Prosuksi : 6 orang
- Kasie. Jaminan Mutu : 6 orang
- Kasie. Gudang : 4 orang
- Kasie. Market dan Riset : 6 orang
- Kasie. Penjualan : 4 orang
- Kasie. Promosi : 5 orang
- Kasie. Kesehatan : 5 orang
- Kasie. Transportasi : 4 orang
- Kasie. Kesejahteraan : 4 orang

- Kasie. Serikat Pekerja : 3 orang
- Kasie. Perekrutan Tenaga : 3 orang
- Kasie. Pembelian : 4 orang
- Kasie. Kebersihan : 5 orang
- Seksi Penyediaan : 4 orang
- Seksi Taman : 4 orang
- Seksi Parkir dan Satpam : 6 orang

d. Kepala Litbang : 5 orang

e. Para Staff Ahli : 6 orang

f. Operator-operator : 9 orang

Jadi jumlah total tenaga staf adalah 145 orang.

10.7.2. Tenaga Operasional

Perhitungan jumlah tenaga operasional dilakukan berdasarkan pembagian proses yang dilakukan. Pada Pabrik Styrene Monomer poses yang dilakukan terbagi dalam beberapa tahap, yaitu :

a. Proses utama

1. Penyimpanan bahan baku :
   - Tangki storage
   - Transportasi
   - Tangki akumulator
   - Tangki produk
2. Tahap Reaksi
3. Tahap Pemisahan
4. Tahap Pemurnian
5. Tahap Penanganan Produk
   - Penampungan
   - Pengemasan
   - Tahap Penyimpanan

b. Tahap Tambahan/pembantu

1. Laboratorium
2. Utilitas, terdiri dari :

- Pengolahan air
- Pengolahan Limbah

3. Bengkel
4. Pemeliharaan

Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Kapasitas produksi = 150.000 ton/tahun. *(Vilbrant, figure 6.35 hal 235)*

= (150.000 ton/th) / (330 hari/th) = 454,5454 ton/hari

Berdasarkan *Vilbrant, figure 6.35 hal 235* didapatkan :

$M = 15{,}2\ (P)^{0{,}25}$

Karena jumlah proses keseluruhan terbagi dalam 5 tahap, maka :

Jumlah karyawan = 150 x 5(thp proses) / (8(jam) x 3(shift) / hari)

= 31 orang / shift

Karyawan shift terdiri atas 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu libur, maka :

Jumlah karyawan proses keseluruhan = 31 orang (hari/shift) x 4 regu = 124 orang setiap hari (untuk 4 regu)

Jumlah karyawan harian = 200 orang

Jadi jumlah karyawan total yang diperlukan pada pabrik styrene monomer dari Ethylbenzene adalah 324 orang. Perincian tenaga kerja dapat dilihat pada table 10.2.

Tabel 10.2. Daftar jumlah Karyawan Pabrik Styrene Monomer

No.	Jabatan	Pimpinan	Karyawan Non Shift	Karyawan Shift
1	Direksi	5	-	-
2	Direktur teknik	1	-	-
3	Direktur Administrasi	1	-	-
4	Staf Litbang	1	3	-
5	Sekretaris Direktur	3	-	-
6	Kepala Bagian Produksi	1	-	-
7	Kepala Bagian Teknik	1	-	-
8	Kepala Bagian Pemasaran	1	-	-
9	Kepala Bagian Umum	1	-	-
10	Kepala Bagian Sumber Daya Manusia	1	2	-
11	Kepala Bagian Keuangan	1	2	-
12	Seksi Utilitas	1	-	4 x 10
13	Seksi Proses	1	-	4 x 20

14	Seksi laboratorium dan QC	1	-	2 x 6
15	Seksi Perawatan	1	-	2 x 9
16	Seksi Bengkel dan Kendaraan	1	3	-
17	Seksi Personalia	1	5	-
18	Seksi Kesejahteraan Umum	1	2	-
19	Seksi Humas	1	4	-
20	Seksi Keuangan dan Pembukuan	1	2	-
21	Seksi Pemasaran	1	4	-
22	Seksi Market dan Riset	1	4	-
23	Seksi Gudang	1	-	2 x 25
24	Seksi Keamanan dan Transportasi	1	-	4 x 10
25	Seksi Penyediaan dan Pembelian	1	5	4 x 4
26	Seksi Pelatihan Tenaga Kerja	1	2	-
	Jumlah	30	38	256

10.8. Sistem Pengupahan Karyawan

Pada Pra Rencana Pabrik Stirena Monomer, besar kecilnya upah yang dibagikan didasarkan pada :

a. Tingkat Pendidikan

b. Pengalaman kerja

c. Tanggung jawab dan kedudukan

d. Keahlihan yang dimiliki

Dengan didasarkan atas kebutuhan dan perbedaan status, maka system pengupahan pada Pra Rencana Pabrik Styrene Monomer dibedakan menjadi :

1. Upah Bulanan

   Upah bulanan diberikan kepada karyawan tetap yang besarnya berbeda-beda untuk setiap karyawan dan diberikan pada setiap akhir bulan.

2. Upah mingguan

   Upah mingguan diberikan kepada karyawan harian tetap yang besarnya berbeda – beda untuk setiap karyawan dan diberikan setiap akhir pekan.

3. Upah Borongan

   Upah Borongan diberikan kepada karyawan harian lepas atau karyawan borongan yang besarnya tidak tetap, tergantung pada

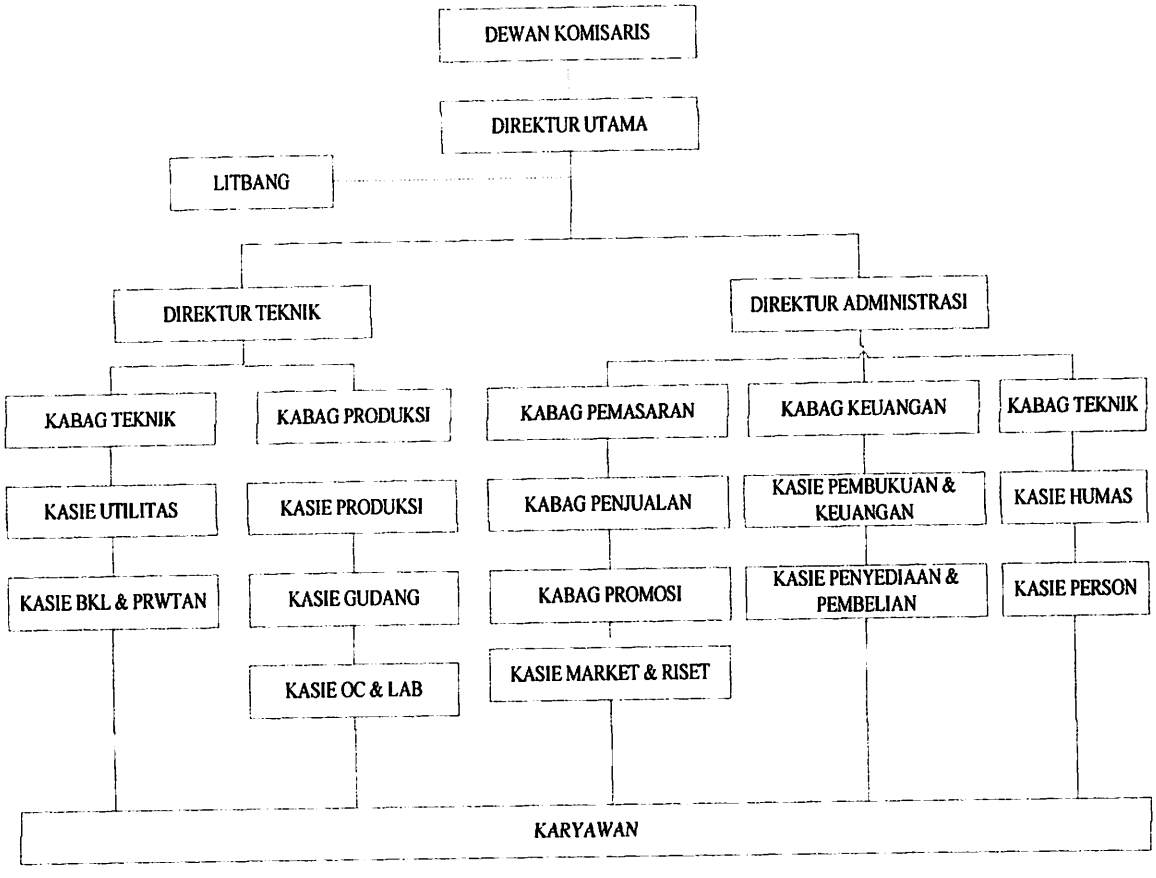
macam pekerjaan yang dilakukan dan diberikan setelah pekerjaan itu selesei.

Daftar upah yang diberikan kepada seluruh tingkatan karyawan dapat dilihat pada table 10.3. berikut ini :

Tabel 10.3. Daftar Gaji/Upah Karyawan

No.	Jabatan	Jml	Gaji (Rp/orang)	TOTAL
1	Dewan komisaris	5	5.000.000	25.000.000
2	Direktur utama	1	10.000.000	10.000.000
3	Direktur produksi dan teknik	1	8.000.000	8.000.000
4	Direktur manager administrasi	1	8.000.000	8.000.000
5	Sekretaris direktur	3	2.000.000	6.000.000
6	Kepala LITBANG (R & D)	1	4.000.000	4.000.000
7	Karyawan LITBANG (R & D)	2	1.500.000	3.000.000
8	Kepala Dept. QC	1	4.000.000	4.000.000
9	Karyawan QC	3	1.500.000	4.500.000
10	Kepala Dept. Produksi	1	4.000.000	4.000.000
11	Kepala Dept. Teknik	1	4.000.000	4.000.000
12	Kepala Dept. Pemasaran	1	4.000,000	4.000,000
13	Kepala Dept. Keuangan & Akuntansi	1	4.000.000	4.000.000
14	Kepala Dept. SDM	1	4.000.000	4.000.000
15	Kepala Dept. Umum	1	4.000.000	4.000.000
16	Kepala Divisi Produksi	1	2.500.000	2.500.000
17	Staff Divisi Produksi	4	1.250.000	5.000.000
18	Karyawan Divisi Produksi	222	1.000.000	144.000.000
19	Kepala Divisi Gudang	1	2.000.000	2.000.000
20	Staff Divisi Gudang	2	1.250.000	2.500.000
21	Karyawan Gudang	3	1.000.000	3.000.000
22	Kepala Divisi Utilitas	1	2.000.000	2.000.000
23	Staff Divisi Utilitas	2	1.250.000	2.500.000
24	Karyawan Utilitas	3	1.000.000	3.000.000

25	Kepala Divisi Bengkel & Perawatan	1	2.000.000	2.000.000
26	Staff Bengkel & Perawatan	4	1.000.000	4.000.000
27	Kepala Divisi Pengendalian Proses	1	2.000.000	2.000.000
28	Karyawan Divisi Pengendalian Proses	3	1.000.000	3.000.000
29	Kepala Divisi Penjualan	1	2.000.000	2.000.000
30	Staff Penjualan	4	1.000.000	4.000.000
31	Kepala Divisi Promosi dan Periklanan	1	2.000.000	2.000.000
32	Staff Promosi dan Periklanan	3	1.000.000	3.000.000
33	Kepala Divisi Research Marketing	1	2.000.000	2.000.000
34	Staff Research Marketing	2	1.000.000	2.000.000
35	Kepala Divisi Transportasi	1	2.000.000	2.000.000
36	Staff Transportasi	2	1.000.000	2.000.000
37	Sopir	3	800.000	2.400.000
38	Kepala Divisi Pembukuan Keuangan	1	2.000.000	2.000.000
39	Staff Pembukuan Keuangan	2	1.000.000	2.000.000
40	Kepala Divisi Penyediaan & Pembelanjaan	1	2.000.000	2.000.000
41	Staff Penyediaan & Pembelanjaan	3	1.000.000	3.000.000
42	Kepala Divisi Kesehatan	1	3.500.000	3.500.000
43	Staff Kesehatan	2	1.500.000	3.000.000
44	Kepala Divisi Personalia	1	2.000.000	2.000.000
45	Staff Divisi Personalia	2	1.000.000	2.000.000
46	Kepala Divisi Ketenagakerjaan	1	2.000.000	2.000.000
47	Staff Ketenagakerjaan	2	1.000.000	2.000.000
48	Kepala Divisi Keamanan	1	1.500.000	1.500.000
49	Staff Keamanan	6	900.000	5.400.000
50	Kepala Divisi Kebersihan	1	1.500.000	1.500.000
51	Staff Kebersihan	10	900.000	9.000.000
Total		**324**		**332.304.000**



Gambar 10.1 Struktur Organisasi Pra Rencana Pabrik Stirena Monomer

BAB IX
LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

9.1. Lokasi Pabrik

Dasar pemilihan untuk penentuan lokasi pabrik dari suatu perusahaan adalah sangat penting sehubungan dengan perkembangan ekonomi dan sosial masyarakat, karena akan mempengaruhi kedudukan perusahaan dalam persaingan dan menentukan kelangsungan hidup perusahaan.

Oleh karena itu, perlu diadakan seleksi dan evaluasi, sehingga lokasi terpilih benar-benar memenuhi persyaratan bila ditinjau dari segala aspek. Faktor-faktor yang harus dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik dapat digolongkan menjadi dua faktor, yaitu faktor utama dan faktor khusus.

9.1.1. Faktor utama, meliputi :

a. Penyediaan bahan baku

Ditinjau dari tersedianya bahan baku dan harga bahan baku, maka pabrik hendaknya didirikan dekat dengan sumber bahan baku. Hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai bahan baku :

- Letak sumber bahan baku
- Kapasitas sumber bahan baku dan berapa lama sumber tersebut dapat diandalkan pengadaannya.
- Kualitas bahan baku yang ada dan apakah kualitas ini sesuai dengan persyaratan yang dibutuhkan.
- Cara mendapatkan bahan baku dan pengangkutan

b. Pemasaran

Pemasaran merupakan salah satu faktor yang paling penting dalam industri kimia karena berhasil atau tidaknya pemasaran akan menentukan keuntungan industri tersebut. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Dimana produksi akan dipasarkan

- Kebutuhan produk saat sekarang dan akan datang
- Pengaruh persaingan yang ada
- Jarak pemasaran dari lokasi dan bagaimana sarana pengangkutan untuk sampai ke daerah pemasaran.

c. Utilitas

Unit utilitas dalam suatu pabrik sangatlah penting karena merupakan sarana bagi kelancaran proses produksi. Unit utilitas terdiri dari :

- Air

  Air merupakan kebutuhan yang sangat penting dalam industri kimia. Air digunakan untuk kebutuhan proses, air sanitasi dan kebutuhan lainnya. Untuk memenuhi kebutuhan ini air diambil dari air sungai.

  Bila air dibutuhkan dalam jumlah besar, maka pengambilan air sungai (sumber) akan lebih ekonomis. Hal-hal yang diperhatikan dalam pemilihan sumber air :

  - Kemampuan sumber air untuk melayani pabrik
  - Kualitas air yang disediakan
  - Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air

- Listrik

  Listrik 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 itu
  - Harga tenaga listrik dimasa yang akan datang

d. Iklim dan alam sekitarnya

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Keadaan alamnya, keadaan alam yang menyulitkan akan mempengaruhi spesifikasi peralatan serta konstruksi peralatan.
- Keadaan angin (kecepatan dan arah angin) pada situasi terburuk yang pernah terjadi pada tempat tersebut.
- Gempa bumi yang mungkin pernah terjadi
- Kemungkinan untuk perluasan dimasa yang akan datang

9.1.2. Faktor Khusus

Yang termasuk faktor khusus :

a. Transportasi

Masalah transportasi perlu diperhatikan agar kelancaran pembekalan (*supply*) bahan baku dan penyaluran produk dapat terjamin dengan biaya serendah mungkin dan dalam waktu yang singkat. Karena itu perlu diperhatikan fasilitas-fasilitas yang ada, seperti :

- Jalan raya yang dapat dilalui oleh kendaraan bermotor
- Adanya pelabuhan laut dan lapangan udara
- Sungai atau laut yang dapat dilalui perahu atau kapal

b. Tenaga kerja

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Mudah atau tidaknya mendapatkan tenaga kerja yang diinginkan
- Keahlian dan pendidikan tenaga kerja yang tersedia
- Tingkat penghasilan tenaga kerja didaerah tersebut

c. Karakteristik dari lokasi

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam memilih lokasi adalah :

- Apakah daerah tersebut merupakan lokasi bebas sawah, rawa, bukit, dsb.
- Harga tanah dan fasilitas lainnya

d. Faktor lingkungan (komunitas)

- Adat istiadat atau kebudayaan didaerah sekitar lokasi pabrik
- Fasilitas perumahan,sekolah,poliklinik dan tempat ibadah
- Apakah merupakan daerah pedesaan atau perkotaan

e. Peraturan dan perundang-undangan

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Ketentuan-ketentuan mengenai daerah tersebut
- Ketentuan mengenai jalan umum yang ada bagi industri di daerah tersebut

f. Buangan pabrik

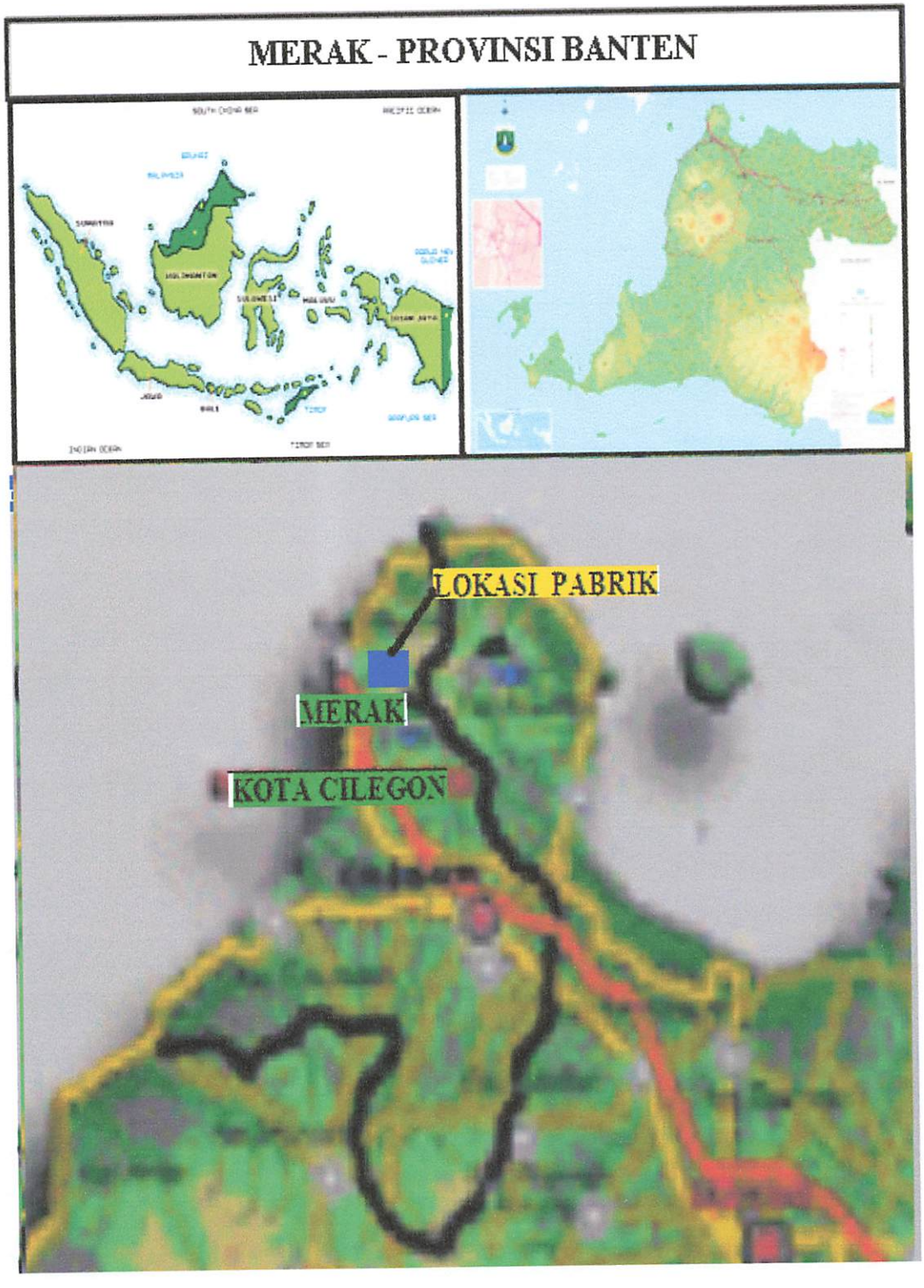
Apabila buangan pabrik berbahaya bagi kehidupan di sekitarnya, maka ada beberapa yang harus di perhatikan :

- Cara pengeluaran bentuk buangan, terutama yang berhubungan dengan peraturan pemerintah dan peraturan setempat
- Masalah pencemaran yang mungkin timbul

Berdasarkan pertimbangan dari kedua faktor tersebut maka pabrik stirena monomer ini layak didirikan didaerah Merak, Kab. Cilegon, Banten.

Adapun pertimbangannya karena :

1. Penyediaan air sangat mudah karena berada di daerah kawasan pabrik dan dekat dengan sungai.
2. Dekat dengan pelabuhan dimana pelabuhan tersebut sebagai jalur untuk distribusi bahan baku ethylbenzene.
3. Mudah dalam pendistribusian produk stirena baik untuk konsumsi dalam negeri maupun untuk ekspor. Dalam hal ini, Merak, Kab. Cilegon, Banten mempunyai jalur transportasi darat yang cukup memadai, serta dekat dengan transportasi laut sehingga sangat menguntungkan dalam mendistribusikan produk.
4. Faktor-faktor yang menyangkut iklim, karakteristik lingkungan dan faktor-faktor sosial yang tidak menjadi masalah bila ditinjau dari industri-industri yang telah berdiri di Merak, Kab. Cilegon, Banten.



U

Skala : 1 : 85.000

Gambar 9.1.1. Peta Lokasi Pabrik Stirena Monomer

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 :

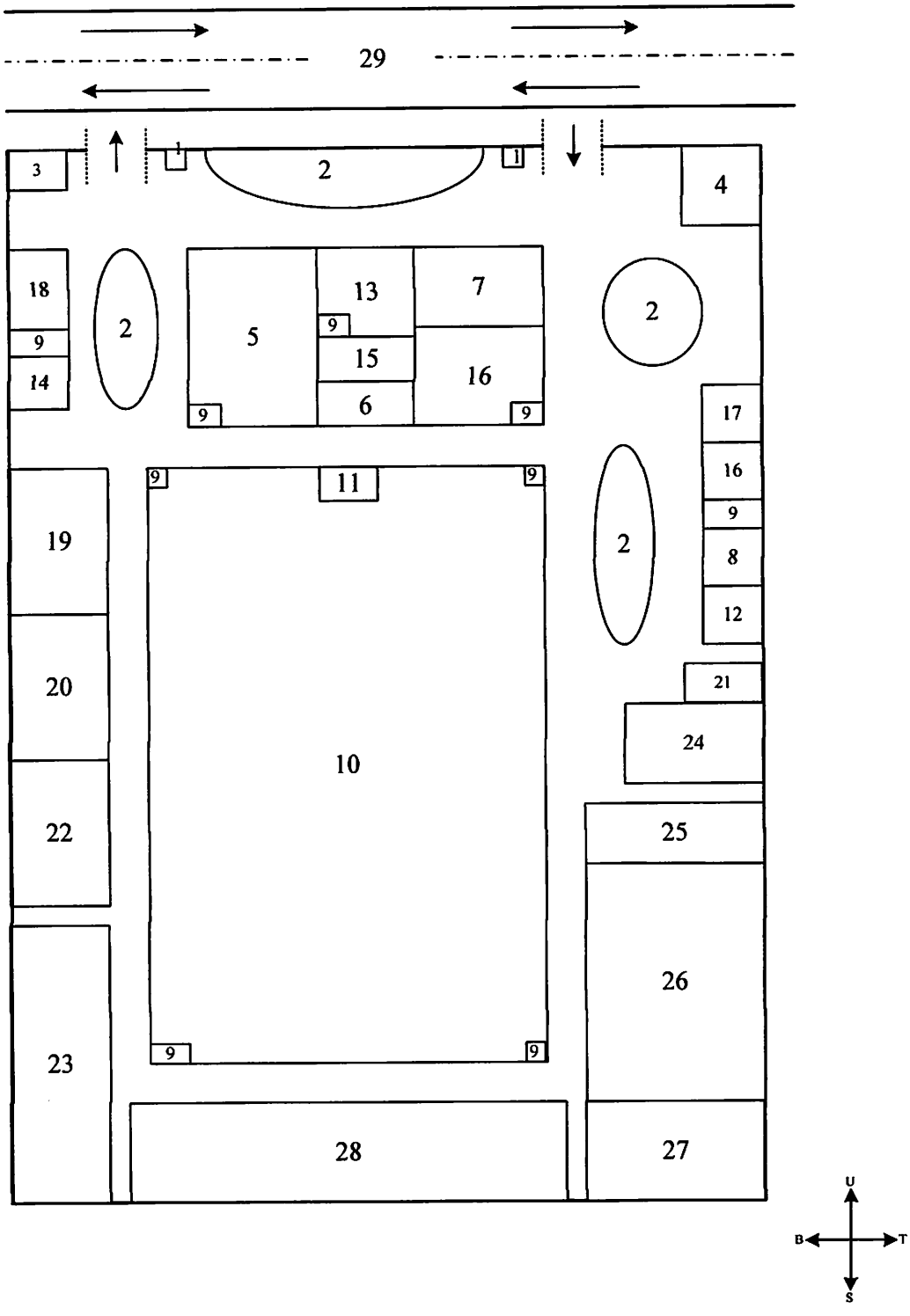
1. Tata letak bangunan
2. Tata letak peralatan

9.2.1. Tata letak bangunan pabrik

Pengaturan tata letak ruangan daripada unit-unit bangunan dalam sutu pabrik,dapat dilaksanakan sedemikian rupa sehingga ;

a. Pemakaian areal tanah sekecil mungkin.
b. Letak bangunan sesuai dengan urutan proses
c. Letak bangunan kantor dan bangunan untuk proses harus terpisah, hal ini dimaksudkan untuk mencegah terjadinya bahaya yang mungkin timbul
d. Bahan baku dan produk dapat diangkut dengan mudah
e. Terjadinya areal tanah jalan maupun perluasan pabrik
f. Ventilasi dan penerangan yang cukup pada bangunan pabrik

Rencana tata letak Pabrik Stirena Monomer dapat dilihat pada gambar 9.2.1



Gambar 9.2.1. Tata Letak Bangunan Pabrik Stirena Monomer

Keterangan Gambar 9.2.1

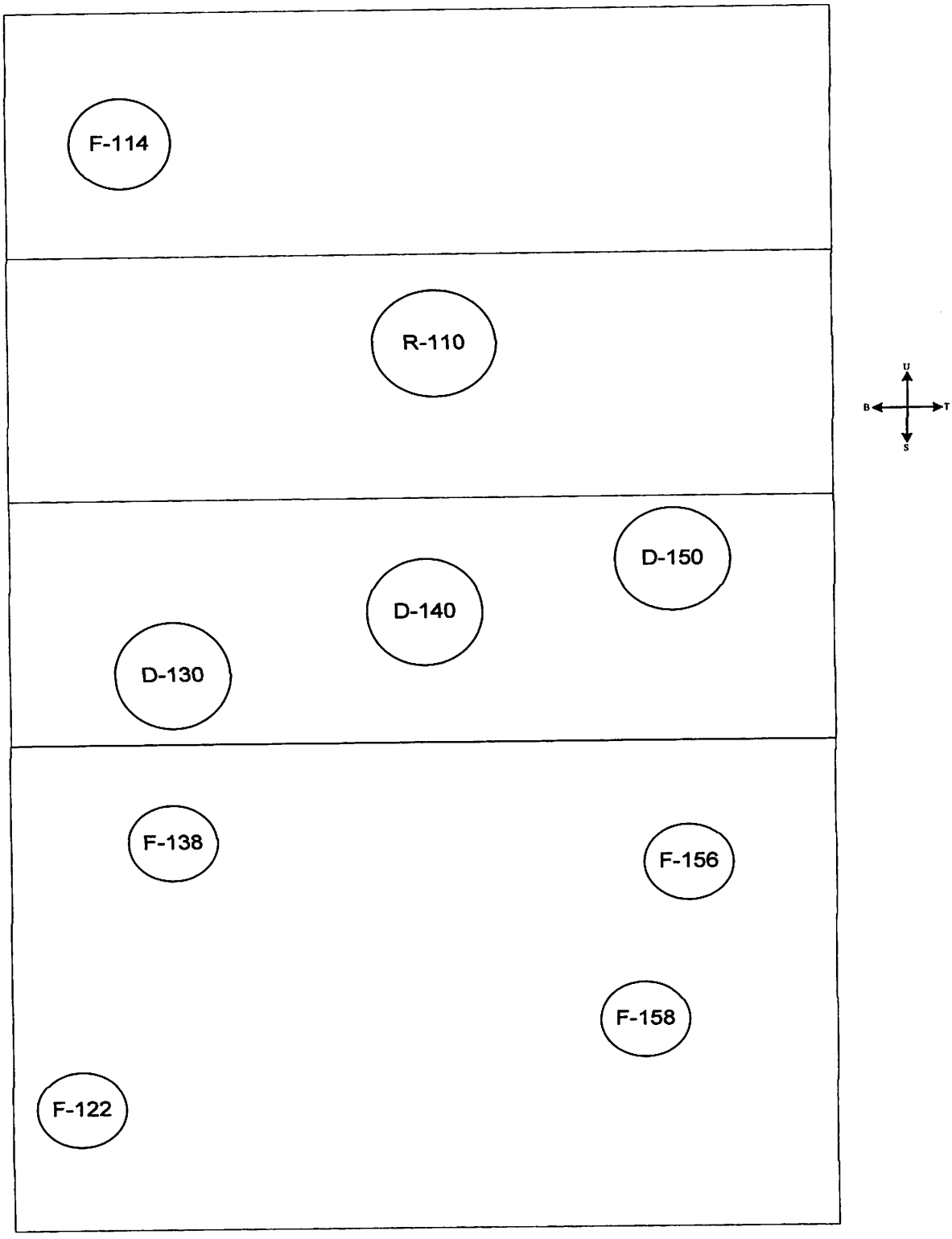
1. Pos keamanan
2. Taman
3. Parkir kendaraan tamu
4. Parkir kendaraan karyawan
5. Perkantoran administrasi
6. Perpustakaan
7. Departemen produksi
8. Quality Control
9. Toilet
10. Area proses produksi
11. Ruang control
12. Laboratorium
13. Aula
14. Poliklinik
15. Kantor divisi Litbang
16. Departemen teknik
17. Kantin
18. Mushola
19. Pemadam kebakaran dan K3
20. Ruang generator
21. Timbang truk
22. Bengkel
23. Storage produk
24. Storage bahan baku
25. Area pembangkit listrik
26. Area pengolahan air
27. Area pengolahan limbah
28. Area perluasan pabrik
29. Jalan

9.2.2. Tata Letak Peralatan Pabrik

Tata letak peralatan adalah cara menempatkan peralatan-peralatan didalam pabrik sedemikian rupa sehingga pabrik dapat bekerja secara efektif dan efisien. Perencanaan yang baik dalam tata letak pabrik harus mencakup arus proses, storage dan material yang efisien serta diharapkan adanya kombinasi yang sempurna. Dalam menentukan tata letak peralatan maka perlu diperhatikan beberapa faktor :

- Letak ruangan yang cukup antara peralatan yang satu dengan yang lainnya untuk memudahkan pemeriksaan, perawatan, serta dapat menjamin keselamatan kerja.
- Diusahakan agar setiap alat tersusun berurutan menurut fungsinya masing-masing sehingga tidak menyulitkan pengoperasian
- Walaupun dalam ruangan yang penuh alat, harus diusahakan agar dapat menimbulkan suasana kerja yang menyenangkan
- Letak peralatan yang harus memperhatikan keselamatan kerja operatornya.

Rencana tata letak peralatan Pabrik Stirena Monomer terlihat pada gambar 9.3.1. berikut :



Gambar 9.3.1. Tata Letak Peralatan Pabrik Stirena Monomer

Keterangan gambar 9.3.1 :

1. Tahap persiapan bahan baku

   Storage Ethylbenzene (F-114)

2. Tahap Reaksi

   Reaktor Dehidrogenasi (R-110)

3. Tahap Pemurnian

   Kolom Destilasi 1 (D-130)

   Kolom Destilasi 2 (D-140)

   Kolom Destilasi 3 (D-150)

4. Tahap penanganan produk

   Tangki produk Stirena Monomer (F-138)

   Tangki Benzene (F-158)

   Tangki Toluene (F-156)

   Tangki Hidrogen (F-122)

- **Bolting**

Bahan	=	Carbon Steel SA 261 grade BO
Ukuran	=	1,5 in
Jumlah	=	12
Bolt circle diameter	=	118,1556 in
Edge distance	=	1,5 in
Minimum radial distance	=	2 in

- Gasket.

Bahan	=	Flat metal, jacketed, asbestos filled.
Tebal	=	1/ 16 in = 0,0625 in
Lebar	=	0,125 in.

18. Sistem Penyangga (Supports)

Sebagai penyangga digunakan sistem lugs, sehingga berlaku rumus :

$$P = \frac{4 \cdot Pw \cdot (H - L)}{n \cdot Dbc} + \frac{\Sigma W}{n}$$

Dimana

Pw = Total beban permukaan karena angin.

H = tinggi vessel dari pondasi.

L = Jarak antara level dengan dasar pondasi.

Dbc= Diameter.

n = jumlah support.

Σ W = Total berat reaktor dengan aksesorisnya.

P = Beban kompresi maksimum untuk tiap lugs

$Pw = 0{,}0025 \times V_w^2$

(Brownell & Young, Process Equipment Design, pers. 9.11, hal. 158)

- Bolting

Bolts	=	Carbon Steel SA 201 grade B0
Shank	=	1.5 in
Number	=	12
Root circle diameter	=	114.1556 in
Edge distance	=	1.5 in
Minimum radial distance	=	2 in

- Gasket

Bolts	=	Flat metal jacketed asbestos filled
Total	=	N b b_o = 0.0625 in
Lower	=	0.125 in.

(3. Minimum Torque Required (Gasketed)

Sebagai pemenuhan dipersyaratkan minimum lugas sebagaimana berikut ini :

$$p = \frac{4 \cdot Pm + H \cdot L}{\pi \cdot Dbe} + \frac{\Sigma W}{a}$$

Dimana

Pm = Total tekan permukaan kontak minimum.

H = Gaya yang dari pembuat.

L = Jarak antara baut dengan diameter pembuat.

Dbe = Diameter.

a = jumlah sepasang.

Σ W = Total beban maksimum dengan dimensinya.

p = Tekan bangunan maksimum untuk tiap lugas.

$Pm = 0.0625 \cdot Vm^2$

(Dimensi di Sesuai Proses Engineering Design pers. 3.11 hal 139)

Dimana :

Pw = tekanan angin permukaan alat (lb/ft2)

Vw = kecepatan angin = 100 mph

Maka :

Pw = 0,0025 x 100^2

= 25 lb/ft^2

18.1. Menghitung berat total reaktor

a. Berat tutup reaktor.

Tinggi silinder = 144 in

Diameter silinder (ID) = 113,625 in

Tebal tutup = $\frac{5}{16}$ = 0,3125 in.

ρ High Alloy steel = 493,75 lb/ ft^3.

= 0,2857 lb/ in^3.

Volume tutup = 0,000049 x di^3

= 4,9E-05 x $113,625^3$

= 71,8816 in^3

Berat tutup bawah dan atas (W_1)

W_1 = 2 x Volume tutup x ρ bahan

= 2 x 71,8816 x 0,2857

= 41,0731 lb

b. Berat dinding reaktor (W_2)

Tinggi silinder = 144 in

Diameter silinder (ID) = 113,625 in

Diameter luar shell = 114 in

Dimana :

Pw = tekanan angin permukaan atap (lb/ft2)

Vw = kecepatan angin = 100 mph

Maka :

Pw = 0.0025 x 100^2

= 25 lb/ft^2

18.1. Menghitung berat total reaktor

a. Berat tutup reaktor.

Tinggi silinder = 144 in

Diameter silinder (ID) = 113,625 in

Tebal tutup = $\frac{5}{16}$ = 0,3125 in.

ρ High Alloy steel = 493,75 lb/ft^3.

= 0,2857 lb/ in^3.

Volume tutup = 0,000049 x di^2

= 4,9E-05 x $113,625^2$

= 71,8816 in^3

Berat tutup bawah dan atas (W_1)

W_1 = 2 x Volume tutup x ρ bahan

= 2 x 71,8816 x 0,2857

= 41,0731 lb

b. Berat dinding reaktor (W_2)

Tinggi silinder = 144 in

Diameter silinder (ID) = 113,625 in

Diameter luar shell = 114 in

Volume dinding shell adalah:

$$V = \frac{\pi . (OD^2 - ID^2) . L}{4}$$

$$= \frac{\pi \times (114^2 - 113,625^2) \times 144}{4}$$

$$= 9649,0238 \ in^3 = 5,5839 \ ft^3$$

Berat dinding shell adalah (W_2)

$W_2 = \rho . V$

$= 493,75 \times 5,5839$

$= 2757,06477$ lb

c. Berat isi reaktor

- Tube

Volume bahan tube

$$V = \frac{\pi . (DO - DI)^2 . L}{4}$$

$$= \frac{\pi \times (5,568 - 5,047)^2 \times 144}{4}$$

$$= 30,6837 \ in^3 = 0,01776 \ ft^3$$

Volume total tube adalah

V = Volume bahan tube x jumlah tube.

$= 30,6837 \times 492$

$= 15107,5017 \ in^3 = 8,7428 \ ft^3$

Berat tube adalah (W_3)

$W_3 = V \times \rho$

$= 15107,5017 \times 0,2857 \ lb/ft^3$

$= 4316,2132$ lb

- **Baffle**

Tinggi tube = 144 in

ID shell = 113,625 in

Baffle spacing = 1/2 Ids

= 56,8125 in

$$\text{Jumlah baffle} = \frac{\text{Tinggi tube}}{\text{Baffle spacing}}$$

$$= \frac{144}{56,8125} = 2,5347 = 3 \text{ buah}$$

Tebal baffle = 0,1875 in

Luas baffle (A) $= 75\% \cdot \frac{\pi}{4} \cdot Di$

$= 75\% \times \frac{\pi}{4} \times 113,625$

$= 66,8967 \text{ in}^2 = 0,4643 \text{ ft}^2.$

Volume baffle = A . t

= 66,8967 x 0,1875

$= 12,5431 \text{ in}^3 = 0,00726$

Berat baffle (W_4) = V x ρ

= 0,00207 lb

- Tube sheet

Luas baffle = $66,8967 \text{ in}^2 = 0,4643 \text{ ft}^2$

Tebal baffle = 0,1875 in

Luas baffle = 80 % luas tube sheet.

$$\text{Luas tube sheet} = \frac{100}{80} \times 66,8967 \text{ in}^2$$

$$= 83,6209 \text{ in}^2$$

- **Baffle**

Tubes tube = 144 in

ID shell = 11,625 in

Baffle spacing = 12 in

= 36,8125 in

$$\text{Number baffle} = \frac{\text{Tubes tube}}{\text{Baffle spacing}}$$

$$= \frac{144}{36,8125} = 3,9147 = 4 \text{ buah}$$

Total baffle = 0,1875 in

Luas baffle (A) $= 75\% \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2$

$= 75\% \times \frac{\pi}{4} \times 11,625^2$

$= 66,8907 \text{ in}^2 = 0,4645 \text{ ft}^2$

Volume baffle = A . t

$= 66,8907 \times 0,1875$

$= 12,5421 \text{ in}^3 = 0,00726$

Berat baffle (W_b) = V x ρ

= 0,00207 lb

- Tube sheet

Luas baffle = 66,8907 in^2 = 0,4645 ft^2

Total baffle = 0,1875 in

Luas baffle = 80 % luas tube sheet

$$\text{Luas tube sheet} = \frac{100}{80} \times 66,8907 \text{ in}^2$$

$= 83,6200 \text{ in}^2$

Berat tube sheet (W_5)

W_5 = 2 x luas x tebal x densitas bahan

= 2 x 66,8967 x 0,1875 x 0,2857

= 7,16715 lb

- Berat pemanas

Berat Steam A = 2134,972234 lb

- Berat katalis

Berat Katalis dalam reaktor = 395,8077 lb

Berat total (W_t)

W_t = W1 + W2 + W3 + W4 + W5 + Berat pendingin + Berat Katalis

= 41,0731 + 2757,0648 + 4316,21324 + 0,0021

+ 7,16715 + 2134,97223 + 395,807703

= 9652,3003 lb

Diperkirakan berat total yang harus ditahan oleh lugs,termasuk nozzle las, gasket, flange adalah = 9652,3003 lb

$$P = \frac{4 \cdot Pw \cdot (H - L)}{n \cdot Dbc} + \frac{\Sigma W}{n}$$

$$= \frac{4 \times 25 \times (15{,}8868 - 12{,}943)}{4 \times 12} + \frac{9652{,}3003}{4}$$

= 6,13207 + 2413,0751

= 2419,2071 lb

Beban tube sheet (W_3)

W_3 = 2 x luas x tebal x density baja

= 2 x 66,2667 x 0,1875 x 0,2637

= 2,16713 lb

- Berat pemanas

Berat Steam A = 2134,07224 lb

- Berat Katalis

Berat Katalis dalam reaktor = 295,8077 lb

Beban total (W_t)

W_t = W1 + W2 + W3 + W4 + W5 + Beban pendingin + Berat Katalis

= 41,0721 + 2727,0648 + 4316,2174 + 0,0021

+ 2,16713 + 2134,07224 + 295,8077

= 9632,3003 lb

Dipertimbangkan beban total yang harus ditahan oleh lugs/konsol reaktor

lus, gaskor. Bunga sebelah = 9632,3003 lb

$$P = \frac{4 \cdot Pw \cdot (H + L_1)}{n \cdot Dbc} + \frac{\Sigma W}{n}$$

$$= \frac{4 \times 23 \times (1,3866 + 12,0833)}{4 \times 12} + \frac{9632,3003}{4}$$

= 4137,207 + 2413,0751

= 6550,2821 lb

18.2. Perencanaan Kolom Support.

Beban tiap kolom = 2419,2071 lb

Ditentukan jarak reaktor dengan lantai (l) = 5 ft

a. Menentukan tinggi kolom (L).

Panjang kolom penyangga :

L = 0,5 H + l

Dimana:

H = tinggi reaktor = 15,8868 ft

L = 0,5 x (15,8868) + 5

= 12,9434 ft

b. Trial ukuran I beam.

Ukuran I beam dicoba = 6 in ukuran berat = 6 x 3,375

dengan beban = 12,5 lb/ft

Dari Brownell & Young, App. G, hal. 355 diperoleh:

b = 3,375 in

h = 6 in

A_y = 3,61 in^2.

r_{l-l} = 2,460 in

Maka,

$$\frac{L}{r_{l-l}} = \frac{12,94339121}{2,460} = 5,3$$

maka,

$$fc = 17.000 - 0,485 \ (L/r_{l-l})^2$$

$$= 17.001 - 1,485 \ (1,8325^2)$$

$$= 16987,57335 \ lb/in^2$$

18.3. Perencanaan Balok Sloper.

Beban lap balok = 2419,2027 lb

Diketahui pada reaktor dengan tinggi (H) = 5 ft

a. Menentukan tinggi balok (L) :

Tinggi balok perencanaan :

L = 0,5 H = L

Diketahui:

H = tinggi reaktor = 15,5868 ft

L = 0,5 x (15,5868) = 5

= 12,9423 ft

b. Total volume 1 beam.

Diketahui 1 beam dibuat = 6 in ukuran beam = 6 x 3,375

dengan beban = 12,5 lb/ft

Dari Hammond & Young, App. G, hal. 325 diperoleh:

b = 3,375 in

h = 6 in

A_g = 5,67 in^2

r_{min} = 2,460 in

Maka.

$$\frac{L}{r_{min}} = \frac{12,9423 \times 12}{2,460} = 63$$

maka.

$$E_c = 17,000 - 0,485 \left(\frac{L}{r_{min}}\right)^2$$

$$= 17,000 - 0,485 \left(63,2520^2\right)$$

$$= 16084,3733 \text{ lb/in}^2$$

Luas (A) yang dibutuhkan $= \dfrac{2419{,}2071}{16987{,}5733} = 0{,}14241 \quad in^2$

Karena A yang dibutuhkan < A yang tersedia, maka I beam dengan ukuran 6", 6 x 3,325 beban 12,5 lb/ ft telah memenuhi.

18.3. Perencanaan Base Plate.

a. Menentukan luas base plate

$$Abp = \frac{P}{Fop}$$

Dimana:

Abp = luas base plate, in^2.

P = beban tiap base plate

Fop = stress yang diterima oleh pondasi yang terbuat dari hard brick.

= 600 lb/ in^2.

(Hesse, tabel 7.7, hal. 162)

Sehingga,

$$Abp = \frac{2419{,}207142 \text{ lb}}{600 \quad \text{lb/ in}^2} = 4{,}03201 \quad in^2$$

b. Panjang dan lebar base plate

Rumus:

Abp = L x W

Dimana:

L = panjang base plate = 2 m + 0,95 h

W = lebar base plate = 2 n + 0,8 b

Dengan I beam 6 x 3,325 diperoleh

b = 3,375 in

h = 6 in

dari Hesse, hal. 163 diasumsikan m = n, maka:

$$Abp = (2m + 0{,}95\,h) \times (2n + 0{,}8\,b)$$

$$4{,}03201 = (2m + 0{,}95\,(6)) \times (2n + 0{,}8(3{,}375))$$

$$= (2m + 5{,}7) \times (2n + 2{,}7)$$

$$= 4\,m^2 + 16{,}8m + 15{,}39$$

$$m_{1,2} = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$$

$$\frac{-(16{,}8) \pm \sqrt{(16{,}8)^2 - 4\,(4)\,(15{,}39)}}{2\,(4)}$$

$$= \frac{-16{,}8 \pm 6}{8}$$

$$m_{1,2} = 1{,}35 \quad \text{dan} \quad 2{,}85$$

Panjang base plate

$$= 2\,m + 0{,}95\,h = 8{,}4 \text{ in}$$

lebar base plate

$$= 2\,n + 0{,}8\,b = 5{,}4 \text{ in}$$

Diambil P =12 in dan lebar 10 in

$$A_{baru} = 9 \times 6 = 54 \text{ in}^2$$

Beban yang harus ditahan :

$$F = \frac{P}{A} = \frac{2419{,}20714}{54} = 44{,}8 \text{ lb/ in}^2$$

Base plate dengan ukuran 6 x 3,325 ini dapat digunakan dengan aman

karena beban yang harus ditahan 44,80013 lb/ in^2 < 250 psi

Peninjauan terhadap harga m dan n.

Panjang base plate : 6 = 2m + 0,95h

= 0,15

Lebar base plate : 3,325 = 2 n + 0,8 b

= 0,3325

Dari nilai n dan m tersebut, maka yang mengontrol dalam pemilihan tebal base plate adalah nilai n, karena n > m.

c. Tebal base plate

$$t_{bp} = \sqrt{0{,}00015 \quad . F . n^2}$$

(Hesse, pers. 7.12, hal. 163)

Dimana:

t_{bp} = tebal base plate, in.

F = beban yang harus ditahan = 2419,207142 lb/ in^2

n = 0,3325

Sehingga,

$$t_{bp} = \sqrt{0{,}00015 \quad . F . n^2}$$

$$= \sqrt{0{,}00015 \quad . (6009{,}693 \quad) . (0{,}33 \quad)^2}$$

$$= 0{,}2002967 \text{ in} = \frac{6}{16}$$

d. Menentukan ukuran baut.

Beban baut = 2419,20714 lb

Jumlah baut yang digunakan = 6 buah

Beban tiap baut = $\frac{2419{,}207142}{6}$ = 403,20119 lb

Base plate dengan ukuran 6 x 3,333 ini dapat digunakan dengan asumsi

tekanan beton yang terjadi dibawah $= 44,8001,7 \text{ lb/in}^2 = 320 \text{ psi}$

Pendekatan sebelumnya hanya di dan n.

Footing base plate : $6 = 2m + 0,95b$

$= 0,15$

Lebar base plate : $3,333 = 2n + 0,8b$

$= 0,3333$

Dari nilai n dan m tersebut, maka yang mengontrol dalam perhitungan tebal

base plate adalah nilai n, karena n > m.

c. Tebal base plate

$$t_{bp} = \sqrt{\frac{0,00015 \cdot F \cdot n^2}{}}$$

(Hess, pers. 7.12, hal. 103)

Dimana:

t_{bp} = tebal base plate, in.

F = beban yang terjadi dibawah $= 2419,20714 \text{ lb/in}^2$

n = 0,3333

Sehingga,

$$t_{bp} = \sqrt{\frac{0,00015 \cdot F \cdot n^2}{}}$$

$$= \sqrt{\frac{0,00015 \cdot (\ 2419,207\ \ ) \cdot 0,33\ ^2}{}}$$

$$= 0,2002967 \text{ in} = \frac{3}{16}$$

d. Kemampuan dukung baut.

Beban baut $= 2419,20714$ lb

Jumlah baut yang digunakan $= 6$ buah

Beban tiap baut $= \dfrac{2419,20714}{6} = 403,2011\ 9$ lb

- Menentukan luas baut :

$$Ab = \frac{Pb}{fs}$$

Dimana:

Ab = luas baut

Pb = beban tiap baut = 403,2012 lb

fs = stress maksimal tiap baut = 12.000 psi

$$Ab = \frac{403{,}2011903}{12000} = 0{,}33600 \quad in^2$$

Dari Brownell & Young, tabel 10.4, hal. 188 diperoleh ukuran baut in dengan dimensi:

- Ukuran baut = 1,25 in
- Bolt circle (BC) = 2 in
- Jarak radial minimum = 1,75 in
- Edge distance (E) = 1,25 in
- Nut dimension = 2 in
- Radius fillet maksimum = $\frac{9}{16}$ in

e. Menentukan dimensi lug dan guset

Dari Brownell & Young, fig. 10.6, hal. 191 diperoleh:

A = lebar lug = ukuran baut + 9 in.

= 1,25 + 9 = 10,25 in ≈ 11 in

B = jarak antar guset = ukuran baut + 8 in.

= 1,25 + 8 = 9,25 in ≈ 10 in

L = lebar guset = 2 (lebar kolom – 0,5 x ukuran baut)

= 2 x (5 - 0,5 x 1,25)

= 8,75 in ≈ 9 in

- Akumulasi luas baut :

$$Ab = \frac{Pb}{fs}$$

Diketahui:

Ab = luas baut

Pb = beban geser baut = 103,2012 lb

fs = stress perbolehkan geser baut = 12,000 psi

$$Ab = \frac{103,2012 \text{ lb}}{12000} = 0,00860 \text{ in}^2$$

Dari Raymond & Young, tabel 10.4, hal. 188 diperoleh ukuran baut

ir dengan diameter:

- Diameter baut = 0,25 in
- Lubang circle (RC) = 2 in
- Jarak radial minimum = 0,75 in
- Edge distance (E) = 1,25 in
- Nut dimensi = 2 in
- Kedalaman filter penetrasi = $\frac{3}{16}$ in

e. Akumulasi dimensi lug dan plate

Dari Raymond & Young, fig. 10.6, hal. 191 diperoleh:

A = lebar lug = ukuran baut + 8 in.

= 0,25 + 8 = 10,25 in ≈ 11 in

B = jarak antar plate = ukuran baut + 8 in.

= 0,25 + 8 = 8,25 in ≈ 10 in

C = lebar plate = 2 (lebar bukaan + 0,5 x ukuran baut)

= 2 x (5 + 0,5 x 0,25)

= 8,75 in ≈ 9 in

Lebar lug atas = a = 0,5 (L + ukuran baut)

a = 0,5 x (9 + 1,25)

= 5,125 in

Perbandingan tebal base plate = $\frac{B}{L} = \frac{10}{9}$ = 1,1111 in

Dari Brownell & Young, tabel 10.6, hal. 192 diperoleh $\gamma 1$ = 0,350

e = 0,5 x nut dimension

= 0,5 x 2 = 1 in

Menentukan maksimum bending moment sepanjang sumbu radial

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

Dimana:

M_Y = maksimum bending moment sepanjang sumbu radial.

P = beban tiap baut = 2419,2071 lb

μ = poisson's ratio = 0,33 (steel).

L = panjang horizontal plate bawah = 9 in

e = nut dimension = 2 in

jadi :

$$M_Y = \frac{6009{,}893}{4 . \pi}\left[(1 + 0{,}33) \times \ln \frac{2\,(9)}{\pi\,(2)} + (1 - 0{,}350) \right]$$

M_Y = 3894,0441

M_Y disubstitusikan ke persamaan 10.41,hal.193,Brownell &Young.

$$t_{hp} = \sqrt{\frac{6 \times M_y}{f}}$$

Dimana:

t_{hp} = tebal horizontal plate.

Lubar lug area = a = 0.3 (1.1 ubaran base)

a = 0.3 x (9 - 1.25)

= 2.125 in

Perbandingan tebal base plate = $\frac{a}{b}$ = $\frac{0.3}{9}$ = 1.1111 in

Dari Brownell & Young, tabel 10.6, hal. 192 diperoleh y1 = 0.750

c = 0.5 x ear dimension

= 0.5 x 2 = 1 in

Momentum maximum bending moment sepanjang sumbu radial

$$M_r = \frac{P}{4\pi} \left[(1 + \mu) \times \ln \frac{2a}{\pi c} + (1 - \mu) \right]$$

Dimana:

M_r = maximum bending moment sepanjang sumbu radial

P = beban ship bucr = 24192.2071 lb

μ = poisson's ratio = 0.33 (steel)

a = panjang lo vertical plate bracket = 9 in

c = ear dimension = 2 in

Jadi :

$$M_r = \frac{24192.2071}{4 \times \pi} \left[(1 + 0.33) \times \ln \frac{2 \times 9}{\pi \times 2} + (1 - 0.330) \right]$$

M_r = 3903.1641

M_r distribusikan ke persamaan 10.41 hal.193,Brownell & Young.

$$t_{lug} = \sqrt{\frac{6 \times M_r}{f}}$$

Dimana:

t_{lug} = tebal horizontal plate.

maka

$$t_{hp} = \left(\frac{6 \times 9673{,}7438}{17.700} \right)^{0,5}$$

$$= 1{,}1489 \text{ in}$$

Diambil tebal horizontal plate = 1,1489 in

Dari Brownell & Young, fig. 10.6, hal. 191 diperoleh:

Tebal guset minimal = $\frac{3}{8} \times t_{hp}$

$$= \frac{3}{8} \times 1{,}1489 = 0{,}4308 \text{ in}$$

Tinggi guset = hg = A + ukuran baut

= 11 + 1,25 = 12 in ≈ 13 in

Lebar guset = 9 in

Tinggi lug = hg + 2 thp

= 13 + 2 x 1,1489

= 15,2978 in

Kesimpulan :

a. Lug

- Lebar = 11 in
- Tebal = 1,1489 in
- Tinggi = 15,2978 in

b. Guset

- Lebar = 9 in
- Tebal = 0,43084 in
- Tinggi = 13 in

19. Menentukan Dimensi Pondasi

Beban tiap kolom (W) = 9652,300308 lb

a. Menentukan beban base plate

Persamaan yang digunakan:

$W_{bp} = p \times l \times t \times \rho$

Dimana:

Wbp = beban base plat, lb.

p = panjang base plate = 6 in = 0,5 ft

l = lebar base plate = 3,325 = 0,2771 ft

t = tebal base plate = 1,1111 = 0,0926 ft

ρ = densitas bahan konstruksi = 489 lb/ ft^3

Sehingga:

W_{bp} = 0,5 x 0,27708 x 0,0926 x 489

= 6,2729 lb

b. Menentukan beban kolom penyangga.

Persamaan yang digunakan:

$W_p = l \times A \times \rho \times f$

Dimana:

Wp = beban kolom, lb.

l = tinggi kolom = 190,64 = 15,887 ft

ρ = densitas bahan konstruksi = 489 lb/ ft^3

f = faktor korosi = 3,4

Wp = 15,886782 x 489 x 0,1107 x 3,4

= 2923,9594 lb

Beban total :

Wt = W + Wbp + Wp

= 9652,3003 + 6,2729 + 2923,9594

= 12582,5326 lb

Dianggap bahwa hanya ada gaya vertikal dari berat kolom itu sendiri yang bekerja pada pondasi, maka diambil:

1. luas atas = 10 x 10 in = 100 in^2
2. luas bawah = 15 x 15 in = 225 in^2
3. tinggi pondasi = 20 in = 1,6667 ft

Maka luas permukaan rata-rata (A):

$$A = \left\{\left(\frac{10 + 15}{2}\right) x \left(\frac{10 + 15}{2}\right)\right\}$$

= 156,25 in^2 = 1,0850625 ft^2

Menentukan volume pondasi:

V = A x t

= 1,0850625 ft^2 x 1,67 ft

= 1,8084375 ft^3

Menentukan berat pondasi :

W = V x ρ

Dimana:

W = berat pondasi, lb.

V = Volume pondasi, ft^3.

ρ = densitas pondasi (beton). = 196 lb/ ft^3

(Perry ed. 6, tabel 3.18, hal. 395)

Beban total :

$W_t = W + W_{bp} + W_p$

$= 9052,5067 + 6,2259 + 2022,5594$

$= 11282,5720$ lb

Dianggap bahwa berat sebagai gaya vertikal dari beban bekerja lurus sudut yang bekerja pada penahan, maka dimana:

1. luas atas $= 10 \times 10$ in. $= 100$ in^2
2. luas bawah $= 15 \times 15$ in $= 225$ in^2
3. tinggi pondasi $= 20$ in $= 1,6667$ ft

Maka luas permukaan rata-rata (A):

$$A = \left\{ \frac{(10 + 15)}{2} \right\} \times \left\{ \frac{(10 + 15)}{2} \right\}$$

$= 156,25$ in^2 $= 1,0850625$ ft^2

Momentum volume pondasi:

$V = A \times t$

$= 1,0850625$ $ft^2 \times 1,67$ ft

$= 1,8086125$ ft^3

Momentum berat pondasi :

$W = V \times \rho$

Dimana:

W = berat pondasi, lb.

V = Volume pondasi, ft^3.

ρ = densitas pondasi (beton) = 150 lb/ ft^3

(Perry ed. 6, tabel 3-18, hal. 3-93)

Maka,

$$W = 1{,}8084375 \times 196$$

$$= 354{,}45375 \text{ lb}$$

Menentukan tekanan tanah.

Pondasi didirikan diatas cemented sand and gravel dengan daya dukung: 5 ton/ ft^3 < P < 10 ton/ ft^3.

$$P = 10 \text{ ton/ ft}^3 \times \frac{2204{,}64 \text{ lb}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ ft}^2}{144 \text{ in}^2}$$

$$= 1.531.000 \text{ lb/ in}^2$$

Tekanan pada tanah:

$$P = \frac{\text{berat pondasi} + \text{berat beban total}}{\text{luas tanah}}$$

$$= \frac{354{,}45375 + 9652{,}300308}{15 \times 15}$$

$$= 44{,}47446$$

$$= 108{,}3084 \text{ lb/ in}^2 < 153{,}1000 \text{ lb/ in}^2$$

Karena tekanan yang diberikan tanah lebih kecil dan kemampuan tanah menahan tekanan lebih besar, maka pondasi dengan ukuran 10 x 10 in luas atas dan 15 x 15 untuk luas bawah dan tinggi pondasi 20 in dapat digunakan.

Maka,

$$W = 1.3095637 \times 100$$

$$= 324.43575 \text{ lb}$$

Elemen tekan

Produksi distribusi diesel consolidated sand and gravel dengan diameter 3 inch ($ft^2 < P < 10$ inch ft^2)

$$P = 10 \text{ inch } ft^2 \times \frac{2304.64 \text{ lb}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ ft}^2}{144 \text{ in}^2}$$

$$= 1.521.800 \qquad lb/in^2$$

Tekanan pada lorong

$$p = \frac{\text{beban produksi} + \text{berat beban rata}}{\text{luas lorong}} \times 1$$

$$= \frac{324.43575 + 1603.370318}{15 \times 15}$$

$$= 44.47446$$

$$= 100.3084 \text{ lb/in}^2 < 152.1800 \text{ lb/in}^2$$

Karena tekanan yang diterima lebih kecil dari kemampuan lorong maka tekanan tekanan lebih besar, maka produksi dengan ukuran 10 x 10 in luas atas dan 15 x 15 untuk luas bawah dan tinggi pondasi 30 in dapat digunakan.

Kesimpulan Spesifikasi Reaktor

- Fungsi = Tempat berlangsungnya reaksi dehidrogenasi ethyl dengan bantuan katalis iron oxide (Fe_2O_3) membentul dan gas hidrogen.
- jenis = Multi Tubular Reaktor
- Bentuk = Bejana tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar dished head.
- Jumlah = 1 buah
- Kapasitas = 32795,4073 kg/jam

A. Ukuran bagian silinder.

- Diameter luar = 114 in = 2,896 m
- Diameter dalam = 113,625 in = 2,886 m
- Tebal shell = 3/16 in

Tebal tutup = 5/16 in

Tinggi = 190,641 in = 4,8489 m

Bahan konstruksi = High Alloy SA 240 Grade M tipe 316.

B. Ukuran tube

- Diameter luar = 5,568 in
- Diameter dalam = 5,047 in
- Pt = 6,96 in
- Nt = 492

C. Ukuran bagian tutup atas dan bawah

- Crown radius = 15/16 in

Tinggi = 23,3207 in

Tebal = 5/16 in

Kesimpulan Spesifikasi Reaktor

- Fungsi = Tempat berlangsungnya reaksi adsorpsi antara dengan barium karbis iron oxide (Fe_2O_3) menggunakan dan gas hidrogen.
- Jenis = Multi Tubular Reaktor
- Operasi = Dipilih aliran searah dengan tujuan agar dan lebih berkesinambungan sumber distract heat.
- Jumlah = 1 buah
- Kapasitas = 32795,4073 kg/jam

A. Ukuran bagian silinder

- Diameter luar = 114 in = 2,896 m
- Diameter dalam = 113,625 in = 2,886 m
- Tebal shell = 3/16 in
  Tebal tutup = 3/16 in
  Tinggi = 190,341 in = 4,8440 m
  Bahan konstruksi = High Alloy SA 240 Grade M type 316.

B. Ukuran tube

- Diameter luar = 1,500 in
- Diameter dalam = 1,417 in
- Pt = 0,99 in
- Nt = 492

C. Ukuran bagian tutup atas dan bawah

- Crown radius = 12,16 in
  Tinggi = 23,3207 in
  Tebal = 3/16 in

D. Nozzle

- Ukuran pipa pemasukan umpan steam = 12 in Sch. 30.

  Ukuran pipa pemasukan umpan freesh fed = 8 in Sch. 40.

- Ukuran pipa produk keluar = 6 in Sch. 40.
- Ukuran pipa pemasukan pemanas = 8 in Sch. 40.
- Ukuran pipa pengeluaran pemanas = 8 in Sch. 40.
- Ukuran pipa PC dan TC = 1 in

E. Baffle

- Bahan = High Alloy SA 240 Grade M tipe 316.
- Jumlah baffle = 3 buah
- Baffle spacing = 56,8125 in = 4,7344 ft = 1,443 m
- Tebal = 0,1875 in
- Luas baffle = 66,8967 in^2

F. Sambungan head dan shell

1. Gasket

- Bahan = Flat metal, jacketed, asbestos filled.
- Tebal = 1/ 16 in = 0,0625 in
- Lebar = 0,125
- Diameter = 114,25 in = 9,5208 ft

2. Flange

- Bahan = High – Alloy SA 240 grade M tipe 316.
- Tebal = 4 in
- OD = 121,155625 in
- Type flange= Ring Hange Loss Type.

D. Nozzle

- Ukuran pipa pemasukan umpan steam = 12 in Sch. 30.
- Ukuran pipa pemasukan umpan fresh feed = 8 in Sch. 40.
- Ukuran pipa produk keluar = 6 in Sch. 40.
- Ukuran pipa pemasukan pemanas = 8 in Sch. 40.
- Ukuran pipa pengembalian pemanas = 8 in Sch. 40.
- Ukuran pipa PC dan IC = 1 in

E. Baffle

- Bahan = High Alloy SA 240 Grade M type 316.
- Jumlah baffle = 3 buah
- Baffle spacing = 56,8125 in = 4,7344 ft = 1,443 m
- Tebal = 0,1875 in
- Luas baffle = 66,8567 in^2

F. Sambungan head dan shell

1. Gasket

- Bahan = Flat metal, jacketed, asbestos filled.
- Tebal = 1/16 in = 0,0625 in
- Lebar = 0,125
- Diameter = 114,25 in = 9,5208 ft

2. Flange

- Bahan = High – Alloy SA 240 grade M type 316.
- Tebal = 4 in
- OD = 127,155625 in
- Type flange= Ring Flange Loss Type.

3. Bolting

- Ukuran baut = 1,25 in
- Bolt circle (BC) = 2 in
- Jarak radial minimum = 1,75 in
- Edge distance (E) = 1,25 in
- Nut dimension = 2 in
- Radius fillet maksimum = $\frac{9}{16}$ in

4. Lug

- Lebar = 11 in
- Tebal = 1,1489 in
- Tinggi = 15,2978 in

5. Guset

- Lebar = 9 in
- Tebal = 0,43084 in
- Tinggi = 13 in

6. Base plate

- Panjang = 6 in
- Lebar = 3,325 in
- Tebal = 1,11111 in

7. Pondasi

- Tinggi = 20 in
- Luas atas = 10 x 10 in
- Luas bawah = 15 x 15 in

3. Molding

- Groove base = 1.25 in
- Bolt circle (BC) = 2 in
- Tank radial minimum = 1.75 in
- Edge distance (E) = 1.25 in
- Nut dimension = 2 in
- Radius fillet maximum = $\frac{3}{16}$ in

4. Lug

- Lower = 11 in
- Total = 1.1480 in
- Thickness = 15.2175 in

5. Cover

- Lower = 9 in
- Total = 0.13084 in
- Thickness = 13 in

6. Base plate

- Projection = 6 in
- Lower = 3.325 in
- Total = 1.11111 in

7. Pedestal

- Thickness = 20 in
- Lower area = 10 x 10 in
- Lower bearing = 15 x 15 in

$$\frac{R}{R+1} = \frac{0,7392}{1 + 1}$$

$$= 0,4250$$

$$Rmin = 0,4928 \qquad \frac{Rmin}{Rmin+1} = \frac{0,4928}{0,4928 + 1} = 0,3301$$

1 **Menentukan Jumlah Plate**

Penentuan jumlah plate minimun (Nm) menggunakan metode Fenske

$$Nm = \frac{\log\left\{\left(\frac{X_L}{X_{HD}}\right)\times\left(\frac{X_{HW}}{X_{LW}}\right)\right\}}{\log\alpha_{av}}$$

$$Nm = 6,2739$$

Dari Geankoplis figure 11.7-3 didapatkan :

$$Nm/N = 0,69$$

Maka : $\frac{N - Nm}{N + 1} = 0,69$

$$N = \frac{6,108 + 1}{1 - 6,108} = 9,3342 = 10$$

Jumlah tray teoritisnya 10 buah, 1 kondensor, 1 reboiler.

2 **Menentukan letak umpan masuk**

Penentuan letak umpan masuk menggunakan metode Krik-Bride's

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

$$\log\frac{Ne}{Ns} = 0,206\log\left\{\left(\frac{0,009}{0,2649}\right)\times\left(\frac{22,9768}{9,7777}\right)\times\left(\frac{0,0004}{0,0789}\right)^2\right\}$$

$$= -1,1816$$

$$\frac{Ne}{Ns} = 0,4986$$

$\frac{Ne}{Ns} =$

Feed tray $= \frac{N}{1 + (1 / \frac{Ne}{Ns})}$

$= \frac{10}{1 + (1 / 0,4986)}$

$= 3,32708027$

Jadi feed masuk pada plate ke 3

3 Menentukan distribusi beban massa pada kolom

a. Aliran uap masuk kondensor (V)

V = (R + 1) D

= (0,7392 + 1) 8568,1286

= 14902,055 kgmol/jam

b. Aliran liquida masuk kondensor (L)

L = R x D

= 0,7392 x 8568,1286

= 6333,9264

c. Aliran liquida masuk reboiler (L')

L' = Lo + (q x F), nilai F = 32,754 kmol/jam

= 60,193 + (1 x 32,754)

= 92,9473364

d. Aliran uap keluar reboiler (V')

V' = V + F (q - 1)

= 14902,055 + 0

= 14902,0550 kmol/jam

Enriching

V = 14902,055 kgmol/jam = 32853,070 lbmol/jam

L = 6333,9264 kgmol/jam = 13963,774 lbmol/jam

Exhausting

V' = 14902,055 kgmol/jam = 32853,070 lbmol/jam

L' = 92,9473 kgmol/jam = 204,9117 lbmol/jam

Menghitung BM campuran

Bubble point		Dew point	
Yf	0,0420	Xf	0,0075
Yd	0,1313	Xd	0,0433
Yb	0,0007	Xb	0,0003

a. Bagian Enriching

Bagian atas :

BM = BM light (benzena)

= 78,1140

BM = BM heavy (toluena)

= 92,1410

BM liquid = (0,0433 x 78,114) + (1 - 0,1313)

= 91,5343

BM uap = (0,1313 x 78,114) + (1 - 0,1313)

= 90,2994

Bagian bawah :

BM liquid = (0,0075 x 78,114) + (1 - 0,0075)

= 92,0365

BM uap = (0,0420 x 78,114) + (1 - 0,0420)

= 88,2957

b. Bagian Exhausting

Bagian atas :

BM liquid = 92,0365

BM uap = 88,2957

Bagian bawah :

BM liquid = (0,0007 x 78,11) + (1 - 0,001)

= 92,1316

BM uap = (0,0003 x 78,11) + (1 - 0,0003)

= 102,3694

Perhitungan Beban Destilasi

Keterangan	Rate uap			Rate liquid		
	lbmol/h	BM	lb/h	lbmol/h	BM	lb/h
En, atas	32853	90,299	3E+06	32853	91,53	3E+06
En, bawah	32853	88,296	3E+06	32853	92,04	3E+06
Ex, atas	32853	88,296	3E+06	204,91	92,04	18859
Ex, bawah	32853	102,37	3E+06	204,91	92,13	18879

Bagian terbesar terletak pada bagian exchausting

V = 3363149,79 BM = 102,3694

L = 18878,8436 BM = 92,1316

Densitas campuran

Densitas uap pada T = 118,26 °C = 391,41 K

$$\rho v = \frac{BM \times T^{\circ} \times P}{V_o \times T_1 \times P_o} = \frac{92,132 \times 273,15 \times 1}{359 \times 391,41 \times 1}$$

= 0,17909578 lb/ft^3

Densitas liquida pada T = 118,26 °C = 391,41 K

Komponen	Fraksi mol	Sg	Fraksi mol/Sg
Benzena	0,0090	0,867	0,0104
Toluena	0,0237	0,1903	0,1246
Ethylbenzene	0,2649	0,866	0,3059
Styrene	0,7024	0,879	0,7991

Densitas liquid = (sg air / 62,43) x (fraksi mol/Sg)

= 55,9567

4 Menentukan surface tension bahan (σ)

Persamaan 3-152 hal 3-288, "Perry's Chemical Engineering Handbook"6th :

$\sigma^{1/4} = \Sigma Xi \cdot [P_i] \cdot \rho_l$

Dari Perry's Chemical Engineering Handbook"6th , table 3-343, hal 3-288

diperoleh :

- Ethylbenzena : [P] = 499
- Styrena : [P] = 476
- Toluena : [P] = 428
- Benzena : [P] = 357

Perhitungan jumlah parachor [P]

Komponen	Xi	Yi	[P]	L	V	Pi(L*Xi)-(V*Y
Benzena	0,0090	0,0299	499	0,0090	0,009	1,100E-0
Toluena	0,0237	0,0789	476	0,0237	0,024	5,000E-0
Ethylbenzena	0,2649	0,8865	428	0,2649	0,265	7,052E+0
Styrena	0,7024	0,0460	357	0,7024	0,702	5,6915E+0
	1	1				1,2744E+0
Surface tension (dyne/cm)						**1,8894E+0**

Dasar perancangan kolom destilasi

Dimana :

V : 14902,055 lb/jam ρ_v : 0,1788 lb/ft_3

L : 6333,9264 lb/jam ρ_L : 55,9567 lb/ft_3

1 **Menentukan Diameter tray dan spacing kolom destilasi**

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

(Ernest E. Ludwig, pers. 8-81, hal. 5

$$d = 1{,}13 \sqrt{\frac{V_M}{G}}$$

Harga shell = $\pi.D.(T/12) \times h_1$ (h_1 = \$ 2,8/ft^2)

Harga tray = $(1 - 0{,}05).\pi/4.D^2 \times h_2$ (h_2 = \$ 0,79/ft^2)

Harga *downcomer* = 0,6.T/12 $\times h_3$ (h_3 = \$ 0,5/ft^2)

Harga Total = Harga Shell + Harga Tray + harga Downcom

Dari Gambar 8-38.Ernest E. Ludwig, hal. 56 didapatkan harga C pada 2,7888 dyne/cm, sehingga :

Tabel perhitungan *diameter tray* dan *tray spacing* kolom destilasi

T	C	ρ_v	ρ_L	G(lb/ft^2)	D (ft)	Harga (T/ft^2)			Total
						Shell	Tray	DC	
10	65	0,2	56	205	19,415	142,2461	116,8785	4,8537	263,98
12	135	0,2	56	451	13,104	115,2077	53,2420	3,9311	172,38
15	235	0,2	56	785	9,9318	109,1502	30,5859	3,7244	143,46
18	320	0,2	56	1069	8,5111	112,2444	22,4615	3,83	138,54
20	350	0,2	56	1169	8,1382	119,2513	20,5362	4,0691	143,86
24	410	0,2	56	1370	7,5192	132,2168	17,5309	4,5115	154,26

Nb : DC = Downcomer

Diambil T = 15 in dengan d = 9,9318 ft = 119,18 in

Karena mempunyai harga yang paling murah.

Menentukan type aliran :

$$L = \frac{13963{,}8 \text{ lb/jam}}{55{,}9567 \text{ lb/ft}^3} \times \frac{7 \text{ gal/ft}^3}{60 \text{ menit}} = 31{,}1100757 \text{ gpm}$$

31,1101 gpm, d= 9,9318 ft dari gambar 8.63 Ernest E. Ludwig hal. 96, type aliran "***Cross Flow***".

Pengecekan terhadap liquid head (hd) :

Qmax = 1 x L = 1,3 x 31 gpm = 40,443 gpm

Qmin = 1 x L = 0,7 x 31 gpm = 21,777 gpm

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

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

hw = 1,5 – 3,5 in

h_L max = hw + how max

h_L min = hw + how min

untuk d = 9,9318 ft = 119,18 in, T = 15 in

Lw/d	0,55	0,6	0,65	0,7	0,75	0,80
Lw (in)	65,5497	71,5088	77,4679	83,4269	89,3860	95,3
How max	0,3500	0,3303	0,3131	0,2980	0,2846	0,27
How min	0,2316	0,2186	0,2072	0,1972	0,1884	0,18
hw (in)	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,50
hl max (in)	1,8500	1,8303	1,8131	1,7980	1,7846	1,88
hl min (in)	1,7316	1,7186	1,7072	1,6972	1,6884	1,74

Diambil optimalisasi diameter kolom destilasi sesuai dengan :

Lw/d = 55% dengan Lw= 65,549726 in

hw – hc = 0,25 in

hc = **(1,5 – ¼)** in = 1,25 in

Ac = Lw × hc = 65,5497 × 1,25 = 81,9371575 in^2

Ad = 4% × At

= 4% × $\pi/4\ D^2$

= 3,09730189 ft^2

Mencari harga Ac :

Ac pada hc = 1,5 in sehingga hc = 1,25 in

$$Ac = \frac{hc.Lw}{144} = \frac{1,25 \times 65,5497}{144} = 0,5690\ ft^2$$

Ac pada hc = 4 in sehingga hc= 3,25 in

$$Ac = \frac{hc.Lw}{144} = \frac{3,25 \times 65,5497}{144} = 1,4794\ ft^2$$

$$hd = 0,03 \left[\frac{Q_L\,max}{100 \times Ap}\right]^2 \quad ; \quad Ap = 0,1772\ ft^2$$

(harga terkecil dari Ac dan Ad)

$$= 0,03 \times \left[\ 40,44309837\ \right]^2$$

$$\left[\ 100 \quad \times \quad 0{,}1772\ \right]$$

$= \quad 0{,}15627254$ in $<$ 1 in (memenuhi)

Pengecekan harga tray spacing (T)

Untuk Lw/d = 55%

Wd = 9 % d (Ernest E. Ludwig, Gambar 8. 48, hal. 77)

= 3,155 in

= **½ d** = 4,96588833 ft

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

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

= 4,453 ft

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

= 58,107778 ft^2

Susunan lubang : segitiga

$$\frac{Ao}{Aa} = \frac{0{,}9065}{58{,}11}$$

N	2,5	3	3,5	4	4,5
Aa (ft^2)	58,1078	58,1078	58,1078	58,1078	58,1078
Ao (ft^2)	8,4280	5,8527	4,3000	3,2922	2,6012

Untuk Lw/d = 55% Maka Ad = 4% At

$$V = 32853{,}0704 \text{ lb/jam} = \frac{32853{,}0704}{0{,}046 \text{ lb/ft}^3 \times 3600 \text{ dt/jam}}$$

= 198,3881 ft^3/dt

Vmax = 1 × V = 1,3 × 32853,070 = 42708,9916 ft^3/dt

Vmin = 1 × V = 0,7 × 32853,070 = 22997,1493 ft^3/dt

Untuk n = 5

$$Uo\ max = \frac{Vmax}{Ao} = 5067{,}54083$$

Ac = At - Ad

= $(\frac{1}{4}.\pi.D^2) - (4\%.At)$

= (0,25 × 3,1 × 98,6401876) - (4% × 77,4325)

$= 77{,}4325 - 3{,}09730189$

$= 74{,}3352 \ ft^2$

$$\mathbf{Hp} = 12\left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)1{,}14\left(\frac{Uo^2}{2 \times gc}\right)\left[0{,}4\left(1{,}25 - \frac{Ao}{Ac}\right) + \left(1 + \frac{Ao}{Ac}\right)^2\right]$$

$= 0{,}031974 \ ft = 0{,}3837 \ in$

$$hr = \frac{31{,}2}{\rho_L} = \frac{31{,}2}{55{,}957} = 0{,}5576 \ in$$

$hl = how + hw = 0{,}3500 + 1{,}5 = 1{,}8500 \ in$

$ht = hp + hr + hl = 2{,}7912 \ in$

$hb = ht + hl + hd = 4{,}7975 \ in$

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

$$\frac{4{,}7975}{18 + 1{,}5} \leq 0.5 \quad \text{(memenuhi)}$$

Stabilitas Tray dan Weeping

$$\mathbf{Uo_{min}} = \frac{Vmin}{Ao} = \frac{22997{,}1493}{8{,}4280} = 27{,}2867583$$

$$hpm = 12\left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)1{,}14\left(\frac{Uo^2}{2 \times gc}\right)\left[0{,}4\left(1{,}25 - \frac{Ao}{Ac}\right) + \left(1 - \frac{Ao}{Ac}\right)^2\right]$$

$= 0{,}5058 \times (0{,}4546 + 1{,}0129)$

$= 0{,}7422 \ ft = 8{,}9070 \ in$

$hpw = 0{,}2 + 0{,}05 \ hl = 0{,}2000 \ in$

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

f. Pengecekan pada Entrainment

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

$$Uc = \frac{Vmax}{Ac}$$

$$= \frac{427{,}090}{74{,}3352} = 5{,}7455 \text{ ft/s}$$

Tc = T - 1,5 hl = 15 - 2,7750 = 12,2250 in

Sehingga :

$$P = 0{,}22 \left(\frac{73}{\sigma}\right)\left(\frac{Uc}{Tc}\right)^{3,2} = 0{,}22 \left[\frac{73}{1{,}8894}\right]\left[\frac{5{,}75}{12{,}23}\right]^{3,2} = 0{,}075$$

$$\frac{p_o}{p} = \frac{0{,}1}{0{,}1} = 1{,}3181 > 1 \quad \text{(tidak terjadi entrainment)}$$

g. Pelepasan uap dalam Downcomer

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

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

= 1,2696 in

wd = 8,5%d (8,5% dari Ludwig, fig. 8.48 hal. 77, dengan lw/d = 55 %)

= 10,1304 in

$$\frac{wl}{wd} = \frac{1{,}2696}{10{,}130} = 0{,}1253 < 0{,}6 \text{ (memadai)}$$

h. Menentukan Dimensi Kolom

- **Menentukan tinggi kolom**

Jumlah tray aktual = 10 buah

Jumlah tray total = tray aktual + 1 tray kondensor + 1 tray reboiler

= 12 tray

Jarak antar tray (T) = 15 in

Ditetapkan : * tinggi ruang uap = 3 ft = 36 in

* tinggi ruang liq = 5 ft = 60 in

Tinggi shell = (T x jumlah tray total) + tinggi ruang uap + tinggi ruang liquic

= (15 x 12) + 36 + 60

= 276 in = 7,0104 m

Diameter kolom distilasi : 15,00 ft = 180 in = 4,572 m

- **Menentukan tinggi larutan didalam kolom**

Umpan masuk = 27.508,5158 kg/jam = 60645,8241 lb/jam

Waktu tinggal volume selama 15 menit :

$$Vliq = \frac{60645,824 \text{ lb/jam}}{55,9567 \text{ lb/ft}^3} \times \frac{15 \text{ menit}}{60} \text{jam} = 270,9498$$

Tutup atas dan bawah berbentuk standard dished

V tutup = 0,0847 di^3 = 82,978 ft^3

Tinggi tutup (La = Lb) = 0,1690 di = 1,6785 ft = 20,142 in

Tinggi tangki total = La + Lb + Ls

= 20,142 + 20,142 + 276

= 316,283286 in = 26,3569 ft = 8,0336

V liq dalam shell = V liq - V tutup bawah

= 270,9498 - 82,9782

= 187,9715 ft^3

V_{LS} = $(\frac{1}{4}.\pi.di^2.hl)$

= 27,2293 ft

P operasi = 1,5 atm = 22,035

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

$$= 22,035 + \frac{\rho_L (hl - 1)}{144}$$

$$= 22,035 + \frac{55,9567 \left[1,850 - 1 \right]}{144}$$

= 22,3653 psia = 1,5214 atm

- **Menentukan tebal tangki (ts)**

  Berdasarkan Brownell & Young halaman 254 dan 342, bahan yang digunakan High alloy Steel SA-240 grade B, F = 17500 ; C = 3/16

  F = 17.500

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

$$= \frac{22,3653 \times 180}{2\left[17.500 \times 0,8 - 0,6 \times 22,3653\right]} + \frac{3}{16}$$

$$= 0,1439$$

$$= \frac{2,3026}{16} + \frac{3}{16} = \frac{5,3026}{16} = \frac{5}{16} \text{ in}$$

- Standarisasi do :

  do = di + 2 ts = 180 + 0,6 = 180,6250 in = 181

  Pendekatan do : 181 in (Brownel & Young tabel 5.7 hal 91)

  di = do - 2ts = 181 - 0,625 = 180,38 in

- Menentukan tebal tutup atas dan bawah (tha-thb)

$$tha = \frac{0,885 \times pi \times r}{(f \times E - 0,1 \times pi)} + C$$

$$= \frac{0,885 \times 22,3653 \times 90,188}{\left[17.500 \times 0,8 - 0,1 \times 22,3653\right]} + \frac{3}{16}$$

$$= 0,1275$$

$$= \frac{2,0404}{16} + \frac{3}{16} = \frac{5,040}{16} = \frac{5}{16} \text{ in}$$

- Menentukan tinggi tutup atas dan bawah (standart dished head)

  ha = hb = 0,169 x di = 0,169 x 180,38 = 30,4834 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 = 27.508,5158 kg/jam = 60645,8241 lb/jam

ρL = 55,9567 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho L} = \frac{60645{,}8241 \text{ lb/jam}}{55{,}9567 \text{ lb/ft}^3} = 1083{,}7992 \text{ ft}^3\text{/jam}$$

$$= 0{,}3011 \text{ ft}^3\text{/dt}$$

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

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

= 3,9 x 0,5826 x 1,6874

= 3,8342 in = 4 in

pilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 388) :

Nominal pipa = 4 in sch 40

OD = 4,5 in

ID = 4,025 in

A = 10,049 in^2 = 0,0698 ft^2

b. Nozzle top kolom (B)

Rate = 27.508,516 kg/jam = 60.645,8241 lb/jam

ρv = 0,1788 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho v} = \frac{60.645{,}8241 \text{ lb/jam}}{0{,}1788 \text{ lb/ft}^3} = 339.182{,}4616 \text{ ft}^3\text{/j}$$

$$= 94{,}2174 \text{ ft}^3\text{/dt}$$

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

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

= 3,9 x 7,7332 x 0,7995

= 24,1119 in = 24 in

pilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 390) :

Nominal pipa = 24 in sch 10

OD = 24 in

ID = 22,262 in

A = 2530,1 in^2 = 17,57 ft^2

c. Nozzle refluks kondensor (C)

Rate = 27508,5158 kg/jam : 60.645,8241 lb/jam

ρL = 55,9567 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho L} = \frac{60.645,8241 \text{ lb/jam}}{55,9567 \text{ lb/ft}^3} = 1.083,7992 \text{ ft}^3/\text{j}$$

= 0,3011 ft^3/dt

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

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

= 3,9 x 0,5826 x 1,6874

= 3,8342 in = 4,00 in

pilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 387) :

Nominal pipa = 4 in sch 40

OD = 4,5 in

ID = 4,025 in

A = 10,049 in^2 = 0,0698 ft^2

d. Nozzle bottom kolom (D)

Rate = 27508,516 kg/jam = 60.645,8241 lb/jam

ρL = 55,9567 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho L} = \frac{60.645,8241 \text{ lb/jam}}{55,9567 \text{ lb/ft}^3} = 1.083,7992 \text{ ft}^3/\text{j}$$

= 0,3011 ft^3/dt

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

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

= 3,9 x 0,5826 x 1,6874

= 3,8342 in = 4 in

pilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 387) :

Nominal pipa = 4 in sch 40

OD = 4,5 in

ID = 4,025 in

A = 10,049 in^2 = 0,0698 ft^2

e. Nozzle uap reboiler (E)

Rate = 27508,516 kg/jam = 60.645,8241 lb/jam

ρv = 0,1788 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho v} = \frac{60.645,8241 \text{ lb/jam}}{0,1788 \text{ lb/ft}^3}$$

= 339.182,4616 ft^3/jam

= 94,2174 ft^3/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 x 7,73 x 0,7995

= 24,1119 in = 24 in

pilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 390) :

Nominal pipa = 24 in sch 40

OD = 24 in

ID = 22,262 in

A = 2530,1 in^2 = 17,57 ft^2

Dari Brownell & Young, gambar 12.2 hal. 221 didapat dimensi flange untuk semua nozzle, dipilih flange standart type welding neck dengan dimensi :

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	4	9	1 5/16	6 3/16	5 5/16	4.5	3	4.03
B	24	32	1 7/8	27 1/4	26 1/8	24	6	23,25
C	4	9	1 5/16	6 3/16	5 5/16	4.5	3	4.03
D	4	9	1 5/16	6 3/16	5 5/16	4.5	3	4.03
E	24	32	1 7/8	27 1/4	26 1/8	24	6	23,25

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 pada base, in

K : Diameter hubungan pada welding, 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, *Process Equipment Design*, App. D, hal. 344)

Tensile stress minimum : 75.000

Allowable stress : 17000 lb/in^2

Type flange : Ring Flange Loose Type

b. Bolting

Bahan : High Alloy steel SA-193 Grade B8 type 304

Tensile stress minimum : 75.000

Allowable stress : 15000 lb/in^2

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, App. D, hal. 344)

c. **Gasket**

Bahan : Solid Flat Metal Iron

Gasket faktor (m) : 5,5

Minimum Design seating stress : 18.000

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, gambar 12.11, hal. 228)

- **Menentukan lebar gasket**

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

$$\frac{do}{di} = \sqrt{\frac{y - p.m}{y - p(m + 1)}} = \sqrt{\frac{18000 - [22,035 \times 5,5]}{18000 - 22,035 \times [5,5 + 1]}}$$

$$= 1,0006$$

di gasket = OD shell = 181 in

do gasket = 181,1116 in

$$\text{Lebar gasket minimum} = \frac{(do - di)}{2} = \frac{181,1116 - 181,00}{2}$$

$$= \frac{0,1116}{2} \times \frac{16}{16}$$

$$= \frac{1,7863}{32} = \frac{0,8931}{16} = \frac{1}{16}$$

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

= 181,1116 + 0,0625

= 181,1741 in

☻ **Perhitungan jumlah dan ukuran baut**

♥ **Perhitungan beban baut**

1. Beban agar gasket tidak bocor (Hy)

$Wm_2 = H_Y = b.\pi.G.y$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design,* pers. 12.88, hal. 240)

Dari gambar 12.12, hal. 229 didapat lebar seating gasket bawah :

$$bo = \frac{N}{2} = \frac{0{,}0625}{2} = \frac{1}{32} = 0{,}03125 \text{ in}$$

untuk bo < 1/4 , b = bo = 0.03125 in

Sehingga :

$Hy = Wm_2 = 0{,}03125 \times 3{,}14 \times 181{,}174 \times 18000$

$= 319.998{,}8270$ lb

2. Beban tanpa tekanan (Hp)

$Hp = 2.b.\pi.G.m.p$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design,* pers. 12.90, hal. 240)

$= 0{,}0625 \times 3{,}14 \times 181.1741 \times 5{,}5 \times 22{,}035$

$= 4.309{,}0509$ lb

3. Beban baut karena internal pressure (H)

$$H = \frac{\pi \times G^2 \times p}{4}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.89, hal. 240)

$$= \frac{3{,}14 \times 32.824{,}069 \times 22{,}035}{4}$$

$= 567.773{,}5209$ lb

4. Total berat pada kondisi operasi

$Wm_1 = H + Hp = 567.773{,}5209 + 4.309{,}0509$

$= 572.082{,}5718$ 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 :

$$Am = \frac{Wm_2}{fb} = \frac{319.998{,}83}{15000} = 21{,}3333 \text{ in}$$

♥ **Perhitungan bolt minimum**

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

Ukuran baut = 1,25 in

Root area = 0,89 in^2

Maka jumlah bolting minimum :

$$\frac{Am}{\text{Root area}} = \frac{21,3333}{1,25} = 17,067 = 17 \text{ buah}$$

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

Bolt spacing (Bs) = 2 13/16 in

Minimum radial distance (R) = 1 3/4 in

Edge distance (E) = 1 1/4 in

Bolting circle diameter (C) = IDshell + 2(1,4159.go + R)

= 2,2810 in

Dengan : go = tebal shell = 3/16 in

Diameter luar flange :

OD = C + 2E = 2,2810 + 2,5 = 4,7810 in

Ab actual = jumlah bolt × root area = 51 x 0,89

= 45,39

Lebar gasket minimum

$$= \frac{\text{Ab actual} \times F}{2 \times \pi \times Y \times G} = \frac{45,39 \times 15000}{2 \times 3,14 \times 18000 \times 181,1741}$$

= 0,0332 < 0,625 (memenuhi)

Jadi lebar gasket = 0.0332 = $\frac{3}{16}$

♥ **Perhitungan moment**

Untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan dalam)

$$W = \frac{(Ab + Am) \times Fa}{2}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design,* pers. 12.94, hal. 242)

$$= \frac{[45,39 + 1,2500] \times 15000}{2}$$

$= 699.600$ lb

Jarak radial dari beban gasket terhadap bolt circle (hg)

$$hg = \frac{C - ID}{2}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.101, hal. 242)

$$hg = \frac{182,6560 - 1,2500}{2} = 90,7030 \text{ in}$$

Moment Flange (Ma) :

$Ma = hg \times W = 90,703 \times 699.600,000$

$= 63.455.805,6825$ lb

Dalam keadaan operasi :

$W = Wm2 = 2,0000$ lb

Moment & force pada daerah dalam flange (H_D)

$H_D = 0,785 \times B^2 \times p$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.96, hal. 242)

Dimana :

B = Diameter luar shell = 181 in

P = tekanan operasi = 22,035 psi

HD = 0,785 x 32761 x 22,035 = 566.682,5785 lb

Radial bolt circle pada aksi h_D

$$h_D = \frac{C - B}{2} = \frac{182,6560 - 181}{2} = 0,8280 \text{ in}$$

Moment M_D :

$M_D = h_D \times H_D$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.96, hal. 242)

$= 0,8280 \times 566.682,5785 = 469.202,5497$ lb

$H_G = W - H$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.98, hal. 242)

= 2,0000 + 567.773,5209 = 567.775,5209

$M_G = h_G \times h_D$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design,* pers. 12.98, hal. 242)

= 567.775,5209 x 0,8280 = 470.107,4855 lb

$H_T = H - H_D$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design,* pers. 12.97, hal. 242)

= 567.773,5209 - 566.682,5785 = 1.090,9425 lb

$$h_T = \frac{h_D + h_g}{2} = \frac{0,8280 + 90,7030}{2}$$

= 45,7655 in

Moment M_T :

$M_T = H_T \times h_T$

= 1.090,9425 + 45,7655 = 1.136,7079 lb.in

Moment total pada keadaan operasi :

Mo = MD + MG + MT

= 469.202,5497 + 470.107,4855 + 1.136,7079

= 940.446,7432 lb.in (M max = Ma karena Ma > Mo)

- **Perhitunga tebal flange**

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

(Brownell & Young, *Process Equipment Design,* pers. 12.85, hal. 242)

Dimana: K = A/B

A = Diameter luar flange = 185,1560 in

B = Diameter luar shell = 181 in

maka: K = 1,023

Dari *Brownell & Young 12.22 hal. 238* dengan harga K = 1,023

didapat harga Y = 38

Sehingga tebal flange :

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

$$= \sqrt{\frac{38 \times 940.446,7432}{17000 \times 181}}$$

$= 3,4080$ in $= 4$ in

- **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 = 0,3125 in = 0,02604167 ft
- Tinggi shell = 26,3569 in = 2,1964 ft
- Keliling shell = π.do = 3,14 x 181
  = 568,34 in = 47,362 ft
- Luas shell = Keliing x tebal shell
  = 47,362 x 0,026
  = 1,2334 ft^2
- Volume shell = luas shell x tinggi
  = 1,2334 x 2,1964
  = 2,7090 ft^3
- ρ_{steel} = 489 lb/ft3

(Robert H. Perry & Cecil H. Chilton, Edisi 5, tabel 3-120, hal. 3-90)

BAB VII
INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Untuk mendapatkan kualitas dan kuantitas produk stirena monomer yang diinginkan maka diperlukan adanya suatu alat kontrol jalannya proses. Selain itu juga peranan sumber daya manusia sangat penting dalam menentukan suatu produksi. Dengan pertimbangan tersebut maka perlu adanya suatu bagian yang berfungsi untuk mengontrol peralatan dan menjaga keselamatan kerja.

7.1. Instrumentasi

Instrumentasi merupakan bagian yang sangat penting dalam pengendalian proses suatu industri. Pengendalian proses meliputi keseluruhan unit pabrik maupun pada beberapa unit pabrik yang benar – benar harus diperhatikan secara cermat dan akurat.

Instrumentasi dipasang untuk mengatur dan mengendalikan variabel variabel proses yang sangat penting selama proses berlangsung. Instrumentasi dapat bekerja baik secara manual, secara otomatis dan semi otomatis. Variabel variabel yang dikendalikan umumnya adalah tekanan, temperatur, laju air dan tinggi permukan cairan.

Adapun tujuan pemasangan alat instrumentasi secara spesifik adalah :

1. Untuk menjaga keamanan operasi suatu peoses, dengan jalan :
   - Menjaga variabel – variabel proses berada dalam batas operasi aman.
   - Mendeteksi situasi bahaya dengan membuat tanda – tanda bahaya dan memutus hubungan secara otomatis.
2. Untuk mendapatkan rate atau laju produksi yang diinginkan.
3. Untuk menjaga kualitas produksi.
4. Untuk mempermudah pengoperasian alat.
5. Keselamatan dan efisiensi kerja lebih terjamin.

Faktor – faktor yang harus diperhatikan dalam pemeliharaan instrumentasi :

- Jenis instrumentasi.

- Range yang diperhatikan untuk pengukuran.
- Ketelitian yang diperlukan.
- Bahan konstruksi serta pengaruh instrumentasi pada kondisi operasi.
- Faktor ekonomi.

Macam – macam alat kontrol yang umum digunakan dalam industri, antara lain :

1. Pressure control (PC) : Merupakan alat pengontrol tekanan.
2. Pressure indicator (PI) : Merupakan alat penunjuk tekanan.
3. Temperature control (TC) : Merupakan alat pengontrol suhu.
4. Level indicator (LI) : Merupakan alat penunjuk tinggi permukaan cairan liquida
5. Flow control (FC) : Merupakan alat pengontrol laju alir.
6. Weight control (WC) : Merupakan alat pengontrol jumlah/berat bahan.
7. Ratio control (RC) : Merupakan alat pengontrol ratio bahan.

Jenis – jenis pengontrolan yang dilakukan adalah :

- Indicator : Alat yang menunjukkan kondisi operasi suatu daerah tertentu dari suatu peralatan.
- Controller : Alat yang dapat menunjukkan kondisi operasi dan mengendalikannya sehingga sesuai dengan yang diinginkan.

Instrumentasi yang digunakan antara lain :

- Pressure indicator (PI) yang berfungsi sebagai petunjuk takanan pada alat yang beroperasi
- Pressure Controller (PC) yang berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol tekanan pada alat yang beroperasi.
- Temperature Controller (TC) yang berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol temperatur pada alat yang beroperasi.
- Level indicator (LI) yang berfungsi sebagai petunjuk tinggi bahan dalam alat yang beroperasi.

Pemasangan instrumentasi pada alat – alat proses yang terdapat pada pabrik *Stirena Monomer* adalah :

Tabel : 7.1. Instrumentasi Pabrik Stirena Monomer

No.	Kode Alat	Nama Alat	Instrumentasi	jumlah
1.	F-114	Storage Ethylbenzene	PI	1
2.	R-110	Reaktor Multitube	TC, PC	1
3.	D-130	Kolom Destilasi I	FC, TC	1
4.	D-140	Kolom Destilasi II	FC, TC, TI	1
5.	D-150	Kolom Destilasi III	FC, TC, TI	1
6.	R-130	Reaktor hidrogenasi	TC, PC	1
7.	F-165	Storage	LI	1

7.2. Keselamatan Kerja

Keselamatan kerja pada suatu pabrik harus mendapatkan perhatian cukup besar dan tidak boleh diabaikan karena menyangkut keselamatan manusia dan keselamatan kerja dengan baik dan teratur. Dengan memperhatikan keselamatan kerja dengan baik dan teratur, secara psikologi akan membuat para pekerja merasa aman sehingga konsentrasi para pekerja pada pekerjaannya meningkat, dengan demikian produktivitas dan efisiensi kerja akan meningkat pula.

Usaha untuk menjaga keselamatan kerja bukan semata – mata ditujukan pada faktor manusianya saja, tetapi juga untuk menjaga peralatan yang ada dalam pabrik. Dengan terpeliharannya peralatan dengan baik maka peralatan dapat digunakan dalam jangka waktu yang lebih lama. Usaha lain yang dapat dilakukan adalah dengan mengadakan penyuluhan, sosialisasi, atau pelatihan akan pentingnya penerapan K3 di dalam Industri khususnya pabrik ini.

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

- Bahaya kebakaran dan peledakan
- Bahaya mekanik
- Bahaya kesehatan

7.2.1. Bahaya kebakaran dan peledakan

Pencegahan terhadap bahaya kebakaran dan peledakan bertujuan untuk memperkecil kemungkinan adanya kecelakaan yang membahayakan pekerja, kerusakan pada peralatan serta terhentinya proses produksi, oleh sebab itu diperlukan pengaman yang sebaik – baiknya.

Adapun beberapa penyebab terjadi kebakaran antara lain :

a. Kemungkinan terjadinya nyala terbuka yang datang dari utilitas, workshop, laboratorium dan unit proses lainnya.
b. Terjadinya loncatan bunga api pada saklar dan stop kontak serta pada alat lainnya.
c. Kemungkinan terjadi ledakan pada tangki penyimpan bahan baku karena adanya kenaikan suhu dan tekanan.

Cara mengatasi bahaya kebakaran meliputi :

1. Pencegahan bahaya kebakaran :
   a. Penempatan alat-alat utilitas yang cukup jauh dari power plant tetapi praktis dari unit proses.
   b. Bangunan seperti workshop, laboratorium dan kantor sebaiknya diletakkan sejauh mungkin dari unit proses.
   c. Pemasangan instrumen pendeteksi (aliran, temperature, maupun tekanan) apabila terdapat kebocoran gas H_2 di sekitar ruangan proses.
   d. Bila terpaksa antara unit yang satu dengan yang lainnya harus dipisahkan dengan dinding beton agar dapat dihindari pengaruh kebakaran dari unit yang satu dengan unit yang lain.
   e. Pemasangan isolasi yang baik pada seluruh panel transmisi yang ada.

f. Diberi tanda-tanda larangan suatu tindakan yang dapat mengakibatkan kebakaran seperti tanda larangan merokok.
g. Penempatan bahan-bahan yang mudah terbakar dan meledak di tempat yang tertutup dan jauh dari sumber api.
h. Penempatan pipa air yang melingkari seluruh lokasi pabrik.
i. Penempatan kabel dan kawat listrik yang diatur rapi dan jauh dari tempat panas.
j. Pemasangan alat pemadam kebakaran di setiap tempat yang paling rawan dan pemasangannya harus pada tempat yang mudah dijangkau.

2. Pengamatan dan pengontrolan kebakaran

Apabila terjadi kebakaran api harus dilokalisir, harus dapat diketahui kemungkinan apa saja yang dapat terjadi dan bagaimana cara mengatasi. Untuk pemakaian alat-alat pemadam kebakaran harus diketahui jenis-jenis api, yang dibedakan atas :

a. Kelas A

Api yang ditimbulkan oleh barang-barang yang dapat terbakar seperti kayu, kertas dan kotoran-kotoran yang terdapat di dalam pabrik. Untuk penanganan jenis api ini diperlukan pembahasan pada bagian yang terbakar dan sekitarnya.

b. Kelas B

Api yang ditimbulkan oleh cairan yang mudah terbakar seperti residu. Penanganan api jenis ini, dengan cara memberikan penutup atau pembungkus bahan-bahan tersebut.

c. Kelas C

Api dari perlengkapan listrik atau dari hubungan pendek. Penanganan api jenis ini, alat harus tidak mengandung listrik

d. Kelas D

Api yang ditimbulkan oleh bahan-bahan yang mudah meledak. Untuk hal ini diperlukan jenis pengamatan tertentu.

Media atau zat-zat yang dapat digunakan untuk jenis-jenis api di atas antara lain sebagai berikut :

- Dry Chemical Extinguished untuk api kelas A,B,C dan D
- Soda Extinguished untuk api jenis A, C dan D

7.2.2. Bahaya mekanik

Bahaya mekanik biasanya disebabkan oleh pengerjaan konstruksi yang tidak memenuhi standard keamanan. Bentuk kerusakan yang umum adalah karena panas dan ledakan. Kejadian ini selain mengakibatkan kerugian material juga dapat mengakibatkan cacat atau meninggalnya pekerja. Secara umum tindakan pencegahan yang dilakukan untuk menghindari bahaya mekanik adalah :

- Perencanaan tangki dan alat harus sesuai dengan aturan yang berlaku termasuk pemilihan bahan konstruksi, memperhitungkan faktor korosi dan lain-lain.
- Pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai serta pemberian alat pengaman bagi proses-proses yang berbahaya.
- Sistem penerangan yang baik.
- Pemasangan tanda-tanda bahaya dan instruksi keselamatan kerja di tempat-tempat yang dianggap berbahaya.
- Pengaturan peralatan sedemikian rupa sehingga para pekerja dapat mengoperasikannya dengan aman.

Beberapa kemungkinan kecelakaan mekanik :

a. Tangki – tangki

Bahaya yang paling besar adalah tangki – tangki yang bertekanan tinggi.

Hal – hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah :

- Perencanaan tangki harus sesuai dengan aturan yang berlaku termasuk pemilihan bahan konstruksi, memperhitungkan faktor – faktor korosi dan lain – lain.
- Pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai yaitu pressure kontrol, level kontrol dan temperatur kontrol.

b. Reaktor

Hal – hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah :

- Perencanaan reaktor harus sesuai dengan ketentuan – ketentuan yang berlaku mengenai bahan konstruksi, faktor korosi dan lain – lain.
- Perencanaan isolasi harus baik dengan memperhatikan perpindahan panas yang terjadi karena reaksi bersifat endotermis
- Pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai, temperatur kontrol, pressure kontrol, flow kontrol dan lain – lain.

c. Perpipaan

Kecelakaan yang terjadi karena perpipaan antara lain karena kebocoran zat – zat yang berbahaya.

Hal – hal yang perlu diperhatikan antara lain :

- Pemasangan pipa hendaknya pada tempat tinggi atau ditempat – tempat yang jarang dilalui pekerja dan diusahakan pemasangan pipa tidak didalam tanah karena menimbulkan kesulitan bila terjadi kebocoran.
- Sebelum dipakai hendaknya dicoba kekuatan tekanan dan kekuatan terhadap suhu, terutama pada daerah sambungan.
- Pemasangan valve yang mudah terjangkau.
- Pemasangan isolasi yang baik untuk mencegah kecelakaan luka bakar karena tersentuh, juga untuk mencegah lolosnya panas dalam proses.

7.2.3. Bahaya Kesehatan

Untuk menjaga keselamatan karyawan perlu adanya kesadaran dari seluruh karyawan agar dapat bekerja dengan baik sehingga tidak membahayakan keselamatan jiwanya dan jiwa orang lain. Untuk itu pengetahuan akan bahaya masing – masing alat sangatlah penting untuk diketahui oleh semua karyawan terutama operator kontrol. Baik didukung oleh kualitas peralatan yang memadai dan selalu terawat dengan baik.

Karyawan harus menggunakan pelindung diri seperti helm, sepatu, sarung tangan dan masker. Selain itu untuk menghindari bahaya mekanik maka alat – alat yang bergerak harus diberi pengaman. Dan untuk menghindari panas maka alat –

alat seperti : reaktor, heater dan lain – lain dapat menggunakan isolasi sebagai pengaman.

Selain itu bahaya kesehatan karyawan perlu diwaspadai. Umumnya berasal dari bahan baku, bahan yang diproses dan produk. Karena itu usahakan agar ruangan proses maupun ruangan lainnya memiliki ventilasi yang cukup agar pertukaran udara dapat berlangsung dengan baik.

Tabel 7.2.1. Tabel Alat Keselamatan Kerja Pabrik Stirena Monomer

No	Nama alat pengaman	Lokasi penggunaan
1.	Alat pelindung diri (APD) a) Masker penyerap uap / mist b) Helm c) Sepatu pengaman d) Sarung tangan	Di ruangan petugas yang bekerja pada areal proses
2.	Hydrant / unit pemadam kebakaran	Semua ruangan
3.	Isolasi panas	Alat alat proses, dan Perpipaan
4.	Alarm Kebakaran	Petugas di semua ruangan
5.	Isolasi dan panel-panel	Kabel-kabel listrik
6.	Pagar pelindung	Alat transportasi
7.	Kotak P3K	Petugas di semua ruangan

Bahaya Listrik

Pada pengoperasian maupun perbaikan instalasi hendaknya selalu menggunakan alat-alat pengaman yang disediakan pabrik, sehingga para pekerja dapat terjaga keselamatannya. Hal-hal yang perlu diperhatikan :

1. Semua bagian pabrik harus diberi cukup penerangan.
2. Peralatan yang penting seperti switcher dan tranformator diletakkan di tempat yang aman dan tersendiri.
3. Peralatan listrik di bawah tanah sebaiknya diberi tanda yang jelas.

BAB VIII

UTILITAS

Unit utilitas merupakan salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam industri kimia. Unit utilitas yang diperlukan pada Pra Rencana Pabrik Stirena Monomer ini, antara lain :

- Air yang berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air umpan boiler, air sanitasi dan air untuk pemadam kebakaran.
- Steam sebagai media pemanas dalam proses produksi.
- Listrik yang berfungsi menjalankan alat-alat produksi, utilitas, dan untuk penerangan.
- Bahan bakar untuk mengoperasikan boiler.

Dari kebutuhan unit utilitas yang diperlukan, maka utilitas tersebut dibagi menjadi tiga unit, antara lain :

1. Unit penyediaan steam
2. Unit penyediaan air
3. Unit penyediaan tenaga listrik
4. Unit penyediaan bahan bakar

8.1. Unit Penyediaan Steam

Unit penyediaan steam berfungsi untuk menyediakan kebutuhan steam, yang digunakan sebagai media pemanas pada proses ini. Bahan baku pembuatan steam adalah air umpan boiler. Steam yang dibutuhkan dalam proses ini mempunyai kondisi sebagai berikut :

Tekanan = 3.977,6 kPa = 577,16 psi

Temperatur = 250 °C = 482 °F

Adapun kebutuhan steam tersebut digunakan sebagai media pada peralatan sebagai berikut :

BAB VIII

UTILITAS

Unit utilitas merupakan salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam industri kimia. Unit utilitas yang dipersiapkan pada Pra Rencana Pabrik Sirena Monomer ini antara lain :

- Air yang berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air umpan boiler, air sanitasi dan air untuk pemadam kebakaran.
- Steam sebagai media pemanas dalam proses produksi.
- Listrik yang berfungsi menjalankan alat-alat produksi, utilitas, dan untuk penerangan.
- Bahan bakar untuk menyediakan boiler.

Dari kebutuhan unit utilitas yang dipersiapkan, maka utilitas tersebut dibagi menjadi tiga unit, antara lain :

1. Unit penyediaan steam
2. Unit penyediaan air
3. Unit penyediaan tenaga listrik
4. Unit penyediaan bahan bakar

8.1. Unit Penyediaan Steam

Unit penyediaan steam berfungsi untuk menyediakan kebutuhan steam yang digunakan sebagai media pemanas pada proses ini. Bahan baku pembuatan steam adalah air umpan boiler. Steam yang dibutuhkan dalam proses ini mempunyai kondisi sebagai berikut :

Tekanan = 3.972,6 kPa = 577,16 psi

Temperatur = 250 °C = 482 °F

Adapun kebutuhan steam tersebut digunakan sebagai media pada peralatan sebagai berikut :

Tabel 8.1. Kebutuhan Steam

No.	Nama alat	Kebutuhan steam (kg/jam)
1.	Reaktor (R-110)	75,9907
2.	Preheater (E-131)	20,6289
3.	Reboiler KD 1 (E-135)	2.646,5981
4.	Reboiler KD 2 (E-144)	1,6562
5.	Reboiler KD 3 (E-157)	0,7837
	Total	2.744,4568

8.2. Unit Penyediaan Air

Unit penyediaan air berfungsi untuk memenuhi kebutuhan air ditinjau dari segi kuantitas maupun kualitasnya. Segi kuantitas air merupakan jumlah kebutuhan air yang harus dipenuhi sedangkan kualitas air merupakan syarat air yang harus dipenuhi. Di dalam Pra Rencana Pabrik Stirena Monomer ini keperluan air digunakan untuk :

8.2.1. 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). Untuk itu maka kesadahan air umpan ketel (*boiler feed water*) harus benar-benar diperhatikan dan diperiksa dengan teliti serta harus bebas dari kotoran yang mungkin akan mengganggu jalannya operasi pabrik.

Zat-zat yang terkandung dalam air umpan boiler (bahan baku pembuatan steam) yang dapat menyebabkan kerusakan pada boiler :

- Kadar zat terlarut (soluble matter) yang tinggi
- Zat padat terlarut (suspended solid)
- Garam-garam kalsium dan magnesium

- Zat organik (*organic matter*)
- Silica, sulfat, asam bebas dan oksida

Air untuk keperluan ini harus memenuhi syarat-syarat agar air yang digunakan tidak merusak ketel (boiler). Persyaratan yang harus dipenuhi adalah air tidak mengandung kation-kation seperti Ca^{2+}, Mg^{2+} dan anion-anion seperti SO_4^{2-}, Cl^- dan SO_3^{2-}. Untuk itu diperlukan treatment secara lebih sempurna. Air umpan boiler 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

Syarat-syarat lain yang harus dipenuhi oleh air umpan boiler :

a. Tidak boleh berbuih (berbusa)

Busa disebabkan oleh adanya solid matter, suspended matter dan kebasaan yang tinggi. Kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa adalah :

- Kesulitan pembacaan tinggi permukaan dalam boiler
- Dapat menyebabkan percikan yang kuat yang menyebabkan adanya solid-solid yang menempel dan terjadinya korosi dengan adanya pemanasan lebih lanjut.

b. Tidak boleh membentuk kerak dalam reboiler / heater

Kerak ini disebabkan garam-garam Ca^{2+}, Mg^{2+}, CO_3^{2-}, SiO_2 dan Al_2O_3.

Kerak yang terbentuk akan menyebabkan :

- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat

- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu, sehingga dapat menimbulkan kebocoran akibat tekanan yang kuat.

c. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

Korosi pada pipa boiler disebabkan 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 menurut reaksi :

$$4H^+ + O_2 \longrightarrow 2H_2O$$

$$4Fe(OH)_2 + O_2 + 2H_2O \longrightarrow 4Fe(OH)_3$$

Proses pelunakan air umpan boiler dilakukan dengan pertukaran ion-ion dalam demineralizer (*kation dan anion exchanger*). Mula-mula air bersih dilewatkan pada kation exchanger dengan menggunakan resin zeolit (hydrogen exchanger) sehingga terjadi reaksi sebagai berikut :

$$Ca(HCO_3)_2 + H_2Z \longrightarrow CaZ + 2CO_2 + 2H_2O$$

$$2\,NaHCO_3 + H_2Z \longrightarrow Na_2Z + 2CO_2 + 2H_2O$$

$$Mg(HCO_3)_2 + H_2Z \longrightarrow MgZ + 2CO_2 + 2H_2O$$

$$CaSO_4 + H_2Z \longrightarrow CaZ + H_2SO_4$$

$$Na_2SO_4 + H_2Z \longrightarrow Na_2Z + H_2SO_4$$

$$MgSO_4 + H_2Z \longrightarrow MgZ + H_2SO_4$$

$$CaCl_2 + H_2Z \longrightarrow CaZ + 2HCl$$

$$2NaCl + H_2Z \longrightarrow Na_2Z + 2HCl$$

$$MgCl_2 + H_2Z \longrightarrow MgZ + 2HCl$$

Air yang bersifat asam kemudian dialirkan ke tangki anion exchanger untuk menghilangkan anion yang tidak dikehendaki. Tangki anion exchanger menggunakan den-acidite (DOH) sehingga terjadi reaksi sebagai berikut :

$$2\,DOH + H_2SO_4 \longrightarrow D_2SO_4 + 2H_2O$$

$$2\,DOH + 2\,HCl \longrightarrow 2\,DCl + 2H_2O$$

$$2\ DOH + 2\ HNO_3 \longrightarrow 2\ DNO_3 + 2\ H_2O$$

Keluar dari tangki anion exchanger, air yang telah bebas dari ion-ion penggangu dialirkan kedalam bak air lunak dan siap digunakan.

Regenerasi hydrogen exchanger dilakukan dengan menggunakan 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 sodiumkarbonat atau caustiksoda dengan reaksi sebagai berikut :

$$D_2SO_4 + 2\ NaOH \longrightarrow 2\ DOH + Na_2SO_4$$

$$DCl + NaOH \longrightarrow DOH + NaCl$$

$$DNO_3 + NaOH \longrightarrow DOH + NaNO_3$$

Setelah keluar dari demineralizer, air umpan boiler ditampung dalam tangki penampung umpan boiler. Kemudian dipompakan ke dalam deaerator untuk menghilangkan gas-gas impurities dari air umpan boiler dengan pemanasan steam. Keluar dari deaerator, air umpan boiler telah memenuhi syarat-syarat yang harus dipenuhi dan siap digunakan.

Kuantitas steam yang diperlukan dalam proses perhitungan menurut pemakaian setiap harinya dari masing-masing alat. Menurut perhitungan dari bab-bab sebelumnya, kebutuhan steam adalah sebagai berikut :

Dari tabel 8.1 keperluan steam sebesar 2.744,4568 kg/jam. Dan direncanakan banyaknya steam disediakan dengan excess 25 % sebagai pengganti steam yang hilang sehingga kebutuhan steam sebesar 4.116,6852 kg/jam dan dengan menghitung faktor evaporasi didapatkan kebutuhan air umpan boiler sebesar 4.876,9767 kg/jam.

$$2\,DOH + 2\,HNO_3 \longrightarrow 2\,DNO_3 + 2\,H_2O$$

Kation dari tunggal anion exchanger ini yang telah bereaksi dari ion-ion penggangu dibirikan kedalam bak air limbah dan siap dipindahkan.

Regenerasi hydrogen exchanger dilakukan dengan menggunakan asam klorida atau asam sulfat, dengan reaksi sebagai berikut :

$$CaX + H_2SO_4 \longrightarrow H_2X + CaSO_4$$

$$NaX + H_2SO_4 \longrightarrow H_2X + Na_2SO_4$$

$$MgX + H_2SO_4 \longrightarrow H_2X + MgSO_4$$

$$CaX + 2\,HCl \longrightarrow H_2X + CaCl_2$$

$$NaX + 2\,HCl \longrightarrow H_2X + 2\,NaCl$$

$$MgX + 2\,HCl \longrightarrow H_2X + MgCl$$

Regenerasi Dehydroxide (DOH) dilakukan dengan menggunakan larutan sodium karbonat atau sodium hydroxide dengan reaksi sebagai berikut :

$$DNO_3 + 2\,NaOH \longrightarrow 2\,DOH + NaNO_3$$

$$DCl \quad + NaOH \longrightarrow DOH + NaCl$$

$$DNO_3 + NaOH \longrightarrow DOH + NaNO_3$$

Setelah kalsium dan demineralizer air umpan boiler dianggap dalam tingkat pemanfaatan umpan boiler. Kemudian dipompakan ke dalam deaerator untuk menghilangkan gas-gas impurities dari air umpan boiler dengan pemanasan uap. Kalsium dari deaerator air umpan boiler telah mencapai syarat-syarat yang harus dipenuhi dan siap digunakan.

Kemudian uap yang dipergunakan dalam proses pembangkit mesin pembakaran setiap bentuk dari energy-energy alat. Sisa-sisa pembakaran dari bahan-bahan sebelumnya. Kebutuhan uap untuk setiap sebagai berikut .

Dari tabel 8.1 kepemilikan uap sebesar 2.784,4505 kg/jam. Dan direncanakan banyaknya uap dissetelkan dengan sekitar 25 % sebagai penggunaan uap yang hilang sehingga kebutuhan uap sebesar 4.176,6762 kg/jam dan dengan mengunakan faktor evaporasi dibperkirakan kebutuhan air umpan boiler sebesar 4.576,0707 kg/jam.

Unit pengolahan air dalam Pra Rencana Pabrik Stirena Monomer adalah sebagai berikut :

8.2.2. Air Pendingin

Air berfungsi sebagai pendingin pada alat perpindahan panas dengan kebutuhan sebanyak 77.998,9200 kg/jam. Untuk menghemat pemakaian air pendingin, maka setelah didinginkan pada quench tower air digunakan lagi. Air digunakan sebagai media pendingin dengan alasan sebagai berikut :

- Air merupakan materi yang banyak didapat
- Mudah dikendalikan dan mudah dalam penggunaannya
- Dapat menyerap panas
- Tidak mudah menyusut karena pendinginan
- Tidak mudah terkondensasi.

Sebagai media pendingin, air harus memenuhi persyaratan tertentu, yaitu tidak mengandung :

- Hardness, yang memberikan efek pada pembuatan kerak
- Besi menyebabkan korosi
- Silika menyebabkan kerak
- Minyak menyebabkan menurunnya effisiensi heat transfer yang merupakan makanan mikroba yang dapat menyebabkan terbentuknya endapan.

Air yang digunakan sebagai media pendingin pada peralatan dapat dilihat pada :

Tabel 8.2. Kebutuhan Air Pendingin pada Peralatan

No.	Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
1.	Cooler-01 (E-123)	246,8310
2.	Cooler-02 (E-137)	106,0960
3.	Cooler-03 (E-155A)	0,1034
4.	Cooler-04 (E-155B)	0,1337
5.	Kondensor KD 1 (E-133)	77.755,7906

Unit pengolahan air dalam Pra Rencana Pabrik Sintesa Monomer adalah sebagai berikut :

8.2.2. Air Pendingin

Air berfungsi sebagai pendingin pada alat perpindahan panas dengan kebutuhan sebanyak 77.298,9200 kg/jam. Untuk mencukupi penyediaan air pendingin, maka sudah dilengkapi pula menara air dinginkan lagi. Air dipompakan sebagai media pendingin dengan cara sebagai berikut :

- Air mempunyai mutu yang baik dulunya
- Mudah dikondisikan dan mudah dalam pengoperasiannya
- Dapat menyerap panas
- Tidak mudah menguap saat larutan pendingin
- Tidak mudah terkondensasi.

Sebagai media pendingin air harus memenuhi persyaratan tertentu, yaitu tidak mengandung :

- Endapan, yang membentuk atau pada permukaan korosi
- Besi mengakibatkan korosi
- Silika mengakibatkan korosi
- Minyak mengakibatkan mengurangi efisiensi baca transfer yang mengakibat makanan mikroba yang dapat mengakibatkan terbentuknya emulsi
- Air yang dipompakan sebagai media pendingin pada peralatan dapat dilihat pada :

Tabel 8.2. Kebutuhan Air Pendingin pada Peralatan

No.	Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
1.	Cooler-01 (E-1.1.1)	240,8710
2.	Cooler-02 (E-1.1.2)	16,0000
3.	Cooler-03 (E-1.2.A)	0,1054
4.	Cooler-04 (E-1.3.B)	0,1577
5.	Kondensor KD-1 (E-1.3.)	77.298,9200

6.	Kondensor KD 2 (E-142)	33,7597
7.	Kondensor KD 3 (E-152)	22,9624
	Total	77.998,9200

Dari tabel 8.2. air untuk keperluan pendingin sebesar 77.998,9200 kg/jam direncanakan banyaknya air pendingin yang disuplay adalah 20 % berlebih, maka kebutuhan air pendingin adalah 112.318,4448 kg/jam.

8.2.3. Air Proses

Air proses merupakan bahan baku yang berfungsi sebagai media penyerap (solvent). Air yang digunakan untuk proses harus memenuhi persyaratan sebagai berikut :

- Zat-zat yang menyebabkan korosi, yaitu gas-gas terlarut seperti O_2, CO_2, H_2S dan NH_3.
- Zat-zat yang menyebabkan busa, yaitu zat organik, anorganik dan zat-zat tak larut dalam jumlah yang besar.

Untuk memenuhi persyaratan tersebut dan mencegah kerusakan pada reaktor, sebelum digunakan air harus diolah terlebih dahulu melalui :

- Demineralisasi, untuk menghilangkan ion-ion penggangu.
- Deaerator, untuk menghilangkan gas-gas terlarut.

Air yang digunakan sebagai air proses pada peralatan dapat dilihat pada :

Tabel 8.3. Kebutuhan Air Proses pada Peralatan

No.	Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
1.	Waste Heat Boiler 1 (E-124A)	107,7006
2.	Waste Heat Boiler 2 (E-124B)	179,8951
	Total	287,5957

8.2.4. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, taman, dan kebutuhan air lainnya. Air sanitasi yang dibutuhkan

sebesar 7.419,9564 kg/jam. Air sanitasi yang dipergunakan harus memenuhi syarat kualitas sebagai berikut :

a. Syarat Fisik
   - Berada di bawah suhu udara
   - Tidak berwarna
   - Tidak berasa
   - Tidak berbau
   - pH netral
   - Tidak berbusa

b. Syarat kimia
   - Tidak mengandung logam berat seperti Pb, As, Cr, Cd, Hg
   - Tidak mengandung zat-zat kimia beracun

c. Syarat mikrobiologis

   Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri patogen.

Untuk memenuhi persyaratan tersebut; setelah proses penjernihan, air harus diberi desinfektan seperti khlor cair atau kaporit.

Tabel 8.4. Kebutuhan Air Sanitasi

No.	Keperluan	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Karyawan	1.613,0340
2.	Laboratorium dan taman	2.419,5510
3.	Pemadam kebakaran dan cadangan air	3.387,3714
	Total	7.419,9564

Sehingga total kebutuhan air yang perlu disuplai pada Pra Rencana Pabrik Stirena Monomer ini dapat dilihat pada tabel adalah :

Tabel 8.5. Total kebutuhan air yang perlu disuplai :

No.	Nama alat	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Air Sanitasi	7.419,9564
2.	Air Umpan Boiler (Steam)	4.116,6852

3.	Air Pendingin	112.318,4448
4.	Air Proses	287,5957
	Total	124.142,6821

8.3. Unit Pengolahan Air

Air sungai digunakan untuk memenuhi kebutuhan air proses, air sanitasi, air pendingin,air umpan boiler dan air proses. Adapun proses pengolahannya adalah :

Air dipompa (L-212) menuju bak sedimentasi (F-213) untuk mengendapkan kotoran – kotoran pada air sungai. Setelah itu air dipompa (L-214) menuju bak skimmer (F-215) untuk mengambil kotoran – kotoran yang mengapung dan memisahkan endapanya. Keluar dari bak skimmer air dipompa (L-216) menuju tangki *clarifier* (H-210) untuk ditambah alum sehingga terjadi flokulasi. Air tersebut dialirkan menuju sand filter (H-217) untuk menghilangkan bau dan warnanya. Dan ditampung pada bak air bersih (F-218). Air pada bak air bersih siap untuk diolah lagi sesuai dengan fungsinya masing – masing yaitu :

a. Pengolahan air proses

Pelunakan air dilakukan dengan proses pertukaran ion dalam demineralizer yang terdiri dari dua tangki yaitu tangki kation exchanger (D-230A) dan tangki kation exchanger (D-230B). Kation exchanger yang digunakan adalah resin zeolit (Hidrogen exchanger) dan anion exchanger yang digunakan adalah de-acidite (DOH). Air dari bak penampung air bersih akan dialirkan dengan pompa (L-231) menuju tangki kation exchanger sehingga terjadi reaksi :

$$Ca(HCO_3)_2 + H_2Z \longrightarrow CaZ + 2CO_2 + 2H_2O$$

$$2NaHCO_3 + H_2Z \longrightarrow Na_2Z + 2CO_2 + 2H_2O$$

$$Mg(HCO_3)_2 + H_2Z \longrightarrow MgZ + 2CO_2 + 2H_2O$$

$$CaSO_4 + H_2Z \longrightarrow CaZ + H_2SO_4$$

$$Na_2SO_4 + H_2Z \longrightarrow NaZ + H_2SO_4$$

$$MgSO_4 + H_2Z \longrightarrow MgZ + H_2SO_4$$

$$CaCl_2 + H_2Z \longrightarrow CaZ + 2HCl$$

$$2NaCl + H_2Z \longrightarrow NaZ + 2HCl$$

$$MgCL_2 + H_2Z \longrightarrow MgZ + 2HCl$$

Ion – ion bikarbonat, sulfat, dan klor akan diikat oleh ion Z membentuk CO_2 dan air, H_2SO_4, dan HCl. Selanjutnya air ini dialirkan ke tangki anion exchanger untuk menghilangkan anion – anion yang tidak dikehendaki dengan reaksi :

$$2DOH + H_2SO_4 \longrightarrow D_2SO_4 + 2H_2O$$

$$DOH + HCl \longrightarrow DCl + H_2O$$

$$DOH + HNO_3 \longrightarrow DNO_3 + H_2O$$

Jadi keluaran dari tangki demineralizer adalah garam – garam kalsium, natrium, dan magnesium terikat oleh ion kation exchanger dalam bentuk CaZ, NaZ, dan MgZ. Sedangkan H_2SO_4, HCl, HNO_3 akan terikut oleh anion exchanger dalam bentuk D_2SO_4, DCl, DNO_3. setelah keluar dari anion exchanger tersebut maka air telah terbebas dari ion – ion penggangu. Keluar dari tangki anion exchanger air dialirkan pada bak air lunak (F-232). Air dipompa (L-233) ke dalam unit proses produksi.

b. Pengolahan air pendingin

Air dari bak air bersih (F-218) dipompa (L-221) menuju bak air pendingin (F-222). Keluar itu air dipompa menuju peralatan dengan pompa (L-223) dan air sisa pendingin tersebut dialirkan kembali ke bak air pendingin.

c. Pengolahan air sanitasi

Air dari bak air bersih dipompa (L-251) menuju bak klorinasi (F-250) dan ditambahkan desinfektan Cl_2 sebanyak 1 ppm. Dari bak klorinasi tersebut dipompa (L-252) dan digunakan sebagai air sanitasi.

d. Pengolahan air proses

Air dari bak air lunak (F-232) dipompa menuju peralatan (L-234).

8.4. Unit Penyediaan Tenaga Listrik

Untuk memenuhi kebutuhan listrik, direncanakan diperoleh dari PLN sebagai cadangan digunakan generator. Perincian kebutuhan listrik :

❖ Kebutuhan listrik untuk proses

Total kebutuhan listrik untuk proses yaitu sebesar 10 Hp

$$MgCl_2 + H_2X \longrightarrow MgX + 2HCl$$

Ion – ion bikarbonat, sulfat dan klor akan diikat oleh ion Z membentuk CO_2 dan air, H_2SO_4, dan HCl. Selanjutnya air ini dialirkan ke tangki anion exchanger untuk menghilangkan anion – anion yang tidak diikatkan oleh kation exchanger :

$$2NaCl + H_2SO_4 \longrightarrow Na_2SO_4 + 2HCl$$

$$NaOH + HCl \longrightarrow NaCl + H_2O$$

$$NaCl + HNO_3 \longrightarrow NaNO_3 + HCl$$

Jadi keluaran dari tangki demineralizer adalah garam – garam kalsium, natrium, dan magnesium sulfat oleh ion kation exchanger diikat berturut CaX, NaX dan MgX. Selanjutnya H_2SO_4, HCl, HNO_3 akan terikat oleh anion exchanger dalam bentuk $CaSO_4$, NaCl, $NaNO_3$, sedang kalsium dan anion exchanger tersebut masih ada sisa ion – ion positif dan ion – ion negatif. Kalsium dari tangki anion exchanger air dialirkan pada ion – ion pengganti. Kalsium dari tangki anion exchanger air dialirkan pada ion – ion pengganti. Kalsium dari tangki anion dialirkan pada proses *penukar*.

b. Pengolahan air pendingin

Air dari bak air bersih (F-211) dipompa (L-221) menuju bak air pendingin (F-222). Kalsium ini air dipompa menuju pendingin dengan pompa (L-223) dan air sisa pendingin tersebut dialirkan kembali ke bak air pendingin.

c. Pengolahan air sanitasi

Air dari bak air bersih dipompa (L-231) menuju bak klorinasi (F-230) dan dinonaktifkan dengan CL sebanyak 1 ppm. Dari bak klorinasi tersebut dipompa (L-232) dan digunakan sebagai air sanitasi.

d. Pengolahan air proses

Air dari bak air tanah (F-212) dipompa menuju pendingin (L-234).

3.4. Unit Pengendalian Tenaga Listrik

Untuk mencukupi kebutuhan listrik dimesinkan dipenuhi oleh PLN sebagai cadangan digunakan generator. Pemakian kebutuhan listrik :

- Kebutuhan listrik untuk proses

Total kebutuhan listrik untuk proses yaitu sebesar 1,11 hp

- Kebutuhan listrik untuk daerah pengolahan air

  Total kebutuhan listrik untuk daerah pengolah air adalah 348,5 Hp

  Sehingga total kebutuhan proses adalah 385,5 Hp = 267,3335 kW

- Kebutuhan untuk instrumentasi

  Tenaga listrik yang dibutuhkan untuk instrumentasi 10 % dari tenaga yang dibutuhkan untuk proses, maka kebutuhan listrik untuk instrumentasi adalah 26,7333 kW.

- Kebutuhan listrik untuk penerangan

  a. Penggunaan lampu merkuri 250 watt dengan lumen output 10.000

     Listrik yang dibutuhkan = 756,8534 kW

  b. Penggunaan lampu mercury vapor 100 watt dengan lumen output 3.000

     Listrik yang dibutuhkan = 6,7257 kW

  Total kebutuhan listrik = (756,8534 + 6,7257) kW = 769,6292 kW

- 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.

  Total kebutuhan listrik = 1.080,3660 kW

  Safety factor = 10% dari total kebutuhan listrik untuk lain-lain = 108,0366 kW

  Jadi total kebutuhan listrik = 1.188,4026 kW

8.5. Unit penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang dibutuhkan oleh pabrik, yaitu 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

- Kebutuhan listrik untuk daerah pengolahan air

Total kebutuhan listrik untuk daerah pengolah air adalah 244,7 Hp

sehingga total kebutuhan proses adalah 383,5 Hp = 285,733 kW

- Kebutuhan untuk instrumentasi

Tenaga listrik yang dibutuhkan untuk instrumentasi 10 % dari tenaga yang dibutuhkan untuk proses, maka kebutuhan listrik untuk instrumentasi adalah 28,733 kW.

- Kebutuhan listrik untuk penerangan

a. Penggunaan lampu merkuri 250 watt dengan lumen output 10.000

Listrik yang dibutuhkan = 750,8594 kW

b. Penggunaan lampu merkury yang 100 watt dengan lumen output 3.000

Listrik yang dibutuhkan = 0,7227 kW

Total kebutuhan listrik = (750,8594 + 0,7227) kW = 750,0592 kW

- Kebutuhan listrik untuk lain - lain

Kebutuhan listrik untuk lain-lain sepuh pemakaian compressor mesin bubut, mesin las, AC, lemari es, dan lain-lain sebesar 10 kW

Total kebutuhan listrik = 1.000,5600 kW

Sedang faktor = 10% dari total kebutuhan listrik untuk lain-lain = 100,0560 kW

Jadi total kebutuhan listrik = 1.100,6160 kW

8.3. Jenis pipa dalam bahan baku

Jenis bahan yang dipindahkan oleh pabrik yang pada gambar bahan baku yang digunakan adalah hasil di penilitian tahun lalu yang dipindahkan berdasarkan pertimbangan - pertimbangan sebagai berikut :

- Harga relatif murah
- Mudah didapat
- Ketahanannya relatif mudah sehingga mudah mengalami pengganggu
- Tidak mempersiapkan kerusakan pada alat

Sifat – sifat fuel 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	= 2,4 kg/L
Heating value	= 16.313,2137 Btu/lb
Viscositas	= min. 0,0011 cp

(Perry's 5th ed., *ChemicaL Eng.'s Handbook*, hal. 9-8 s.d. 9-10)

Spesifikasi Generator :

Type	: AC generator 3 phase
Kapasitas	: 891,3020 kW, 220 Volt
Frekwensi	: 50/60 Hz
Effisiensi	: 75 %
Jumlah	: 2 buah (1 cadangan)

Jadi kebutuhan bahan bakar pada generator untuk pabrik Stirena Monomer adalah 71,8482 kg/jam.

Sedangkan kebutuhan bahan bakar untuk boiler, adalah sebagai berikut :

Massa bahan bakar = 30 hari × 97,3900 kg/jam × 24 jam/hari

= 70.120,7814 kg

$$\text{Volume bahan bakar} = \frac{70.120,7814 \text{ kg}}{0,8 \text{ kg/L}}$$

= 87.650,9767 L

= 87,6510 m^3

Dikarenakan volumenya tidak begitu besar untuk 1 storage, maka dibuat 1 storage dengan jumlah volume yang sama.

Sifat – sifat fuel 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 (+19°F)
Density	= 2,4 kg/L
Heating value	= 18.113,2137 Btu/lb
Viscosity	= min. 0,0001 cp

(Perry's 6th ed. Chemical Eng. Handbook, hal. 9-45 ed. 9-46)

Spesifikasi Generator :

Type	: AC generator 3 phase
Kapasitas	: 8V1.3020 kVA, 220 Volt
Frekuensi	: 50/60 Hz
Efisiensi	: 75 %
Jumlah	: 2 buah (1 cadangan)

Jadi kebutuhan bahan bakar pada generator untuk pabrik Alitera Monomer adalah 71.8482 kg/jam.

Sedangkan kebutuhan bahan bakar untuk boiler adalah sebagai berikut :

Massa bahan bakar = 30 ton/ = 27.2700 kg/jam × 24 jam/hari

= 70.120,7814 kg

$$\text{Volume bahan bakar} = \frac{70.120,7814 \text{ kg}}{2,8 \text{ kg/L}}$$

= 87.650,9757 L

= 87,6510 m^3

Dikarenakan volumenya tidak begitu besar untuk 1 storage maka dibuat 1 storage dengan jumlah volume yang sama.

Spesifikasi storage diesel oil

Fungsi	: Menyimpan diesel oil yang akan digunakan sebagai bahan bakar pada boiler dan furnace reaktor selama 7 hari.
Type	: Tangki vertikal dengan tutup atas standard dished head dan tutup bawah plat datar.
Bahan konstruksi	: High Alloy Steel SA – 240 Grade M Type 316
Diameter dalam (D_i)	: 71,625 in = 1,8193 m
Diameter luar (D_o)	: 74,693 in = 1,8972 m
Tebal silinder (t_s)	: $\frac{3}{16}$ in
Tebal tutup atas	: $\frac{3}{16}$ in
Tinggi tangki (H)	: 184,4647 in = 4,6854 m
Jumlah	: 1 buah