

**PRA PERANCANGAN PABRIK
ASAM BENZOAT DARI ANHIDRIDA PHTALAT
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

**Diajukan sebagai salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**



Disusun Oleh:

**Eliwati
(03521005)**

**Nadia Denovia
(03521006)**

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2007

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
TUGAS AKHIR PRA PERANCANGAN PABRIK**

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama	: Eliwati	Nama	: Nadia Denovia
NIM	: 03.521.005	NIM	: 03.521.006

Menyatakan bahwa seluruh hasil tugas akhir ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Jogjakarta, 2 Oktober 2007



(Eliwati)



(Nadia Denovia)

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA PERANCANGAN PABRIK ASAM BENZOAT DARI ANHIDRIDA PHTALAT KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Disusun Oleh:

Eliwati
(03521005)

Nadia Denovia
(03521006)

Telah disyahkan dan disetujui oleh dosen pembimbing pada:

Hari : Rabu
Tanggal : 12 September 2007

Jogjakarta, 12 September 2007

Menyetujui,

Dosen Pembimbing



Ir., Sutijan, MT., Ph.D.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA PERANCANGAN PABRIK ASAM BENZOAT DARI ANHIDRIDA PHTALAT KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Disusun Oleh:

Eliwati
(03521005)

Nadia Denovia
(03521006)

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji
sebagai Salah Satu Syarat untuk Memperoleh Gelar Sarjana
Konsentrasi Teknik Kimia Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Jogjakarta, 28 September 2007

Tim Penguji,

Ir., Sutijan, MT., Ph.D
Ketua

Hasnah Mu'in, DR., SU
Anggota I

Ir., Prayitno, M.T
Anggota II

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam/Indonesia
YOGYAKARTA
KEMARIAH, Dra., Hj., MS)

KATA PENGANTAR

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Assalamu'alaikum wr.wb.

Puji syukur kami panjatkan kehadiran Allah S.W.T atas limpahan rahmat dan karunia-Nya, sehingga kami dapat menyelesaikan laporan tugas akhir yang berjudul “Pra Perancangan Pabrik Asam Benzoat dari Anhidrida Phtalat Kapasitas 10.000 Ton/Tahun” ini baik.

Laporan ini disusun sebagai salah satu syarat memperoleh gelar sarjana Teknik Kimia pada Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Pada kesempatan ini tidak lupa kami mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya, kepada berbagai pihak yang telah membantu terwujudnya laporan tugas akhir ini. Ucapan terimakasih penulis persembahkan kepada:

1. Bapak Sutijan,Ir., MT., Ph.D. selaku dosen pembimbing tugas akhir yang selalu memberikan bimbingan kepada penulis dalam menyelesaikan laporan tugas akhir ini.
2. Bapak Prayitno, Ir., MT., dan ibu Hasnah Mu'in, DR., SU., selaku dosen penguji.
3. Orang tua dan saudara-saudari kami yang telah dengan tulus memberikan dorongan dan motivasi baik berupa materi maupun mental.

4. Bapak Fathul Wahid, ST., M.Sc. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
5. Ibu Kamariah, Dra., Hj., MS. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
6. Seluruh teman-teman yang telah membantu, mendukung dan memotivasi serta semua pihak yang tidak dapat kami sebut satu persatu.

Penulis menyadari bahwa Laporan Tugas Akhir ini masih jauh dari sempurna tetapi harapan penulis bahwa Laporan ini dapat berguna bagi kita semua.

Amin.

Wassalamu'alaikum Wr.Wb.

Jogjakarta, September 2007



Eliwati



Nadia Denovia

(03521005)

(03521006)

HALAMAN PERSEMBAHAN

Kami persembahkan karya yang kecil ini untuk:

Ayah.....

Ibu.....

Kakak..... dan

Adik kami

بِسْمِ اللّٰهِ الرَّحْمٰنِ الرَّحِیْمِ
الحمد لله رب العالمین
والصلاة والسلام على
المرسلین
آل محمد
والسليم

DAFTAR ISI

Halaman Judul	i
Halaman Pernyataan Keaslian Karya.....	ii
Halaman Pengesahan Pembimbing.....	iii
Halaman Pengesahan Penguji.....	iv
Kata Pengantar.....	v
Halaman Persembahan.....	vii
Daftar Isi.....	x
Daftar Gambar.....	xvi
Daftar Tabel.....	xv
Abstraksi.....	xvi
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Tinjauan Pustaka.....	3
1.3 Rancangan Kapasitas.....	11
BAB II PERANCANGAN PRODUK	12
2.1 Spesifikasi Bahan.....	12
2.2 Spesifikasi Produk.....	14
BAB III PERANCANGAN PROSES	16
3.1 Uraian Proses.....	16
3.2 Spesifikasi Alat.....	19
1. Reaktor <i>Fixed Bed</i>	19
2. Separator 01.....	19

3. Separator 02.....	20
4. Menara Destilasi 01.....	20
5. Menara Destilasi 02.....	21
6. <i>Melter</i>	22
7. <i>Vaporizer</i>	23
8. <i>Flaker</i>	23
9. Silo 01.....	24
10. Silo 02.....	24
11. <i>Screw Conveyor</i> 01.....	25
12. <i>Srew Conveyor</i> 02	25
13. <i>Bucket Elevator</i>	26
14. Condenser Parsial.....	26
15. Condenser 02	27
15. Codenser 03	28
16. <i>Accumulator</i> 01.....	29
17. <i>Accumulator</i> 02.....	29
18. <i>Reboiler</i> 01.....	30
19. <i>Reboiler</i> 02.....	30
20. <i>Cooler</i> 01	31
21. <i>Cooler</i> 02	32
22. <i>Cooler</i> 03	33
23. <i>Cooler</i> 04	34
24. <i>Heater</i>	35

25. Pompa 01.....	36
26. Pompa 02.....	36
27. Pompa 03.....	37
28. Pompa 04.....	37
29. Pompa 05.....	38
30. Pompa 06.....	38
32. <i>Expander Valve</i> 01.....	39
33. <i>Expander Valve</i> 02.....	40
34. <i>Expander Valve</i> 03.....	40
35. Kompresor.....	41
3.3 Neraca Massa.....	42
3.4 Neraca Panas.....	44
BAB. IV PERANCANGAN PABRIK.....	49
4.1 Lokasi Pabrik.....	49
4.2 Tata Letak Pabrik.....	52
4.3 Tata Letak Alat.....	56
4.4 Diagram Alir Proses.....	60
4.5 Organisasi Perusahaan.....	61
4.6 Utilitas.....	82
4.7 Evaluasi Ekonomi.....	106
BAB V PENUTUP.....	110
DAFTAR PUSTAKA.....	
LAMPIRAN.....	

DAFTAR GAMBAR

Gambar 4.1 Lay Out Pabrik Diagram Alir Kualitatif	55
Gambar 4.2 Lay Out Alat Diagram Alir Kuantitatif	57
Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitatif	58
Gambar 4.4 Diagram Alir Kuantitatif	59
Gambar Diagram Alir Proses (PEFD)	60
Gambar 4.5 Struktur Organisasi Perusahaan	79
Gambar 4.6 Perusahaan Diagram Alir Unit Pengolahan Air	105
Gambar 4.7 Grafik Analisa BEP	109



DAFTAR TABEL

Tabel 1.1	Perkembangan Impor Asam Benzoat Indonesia tahun 1999-2004....	2
Tabel 4.1	Jabatan dan Prasyarat.....	74
Tabel 4.2	Jumlah Karyawan.....	76
Tabel 4.3	Penggolongan Gaji Menurut Jabatan.....	78



ABSTRACT

Preliminary design of Benzoic Acid from Pthalyc Anhydride with capacity 10,000 ton/year is plant to be built in industry area Gresik-East Java, in the area of land 22,000 m². This chemical plant will be operated for 330 day/year or 24 hours a day with 150 employees.

Raw material neededs is Pthalyc Anhydride 12.200 ton/year. The production process will be operated at condition non adiabatic (2,49-2,5 atm) and non isothermal (400-401°C) using Fixed Bed Multitube. The utiliy consist of 100.671,120 ton/year of cooling water, 29.799 ton/year of housing water, 14.707 ton/year of steam, 28.630.800 m³/year of fuel while the power of electricity of about 1342.6 KWh provided by PLN. This chemical plant also use generator set as reserve.

An economic analysis shows that this chemical plant need to be covered by fixed capital of about US\$ US\$ 47.366.088 and Rp77.325.000.000, working capital of about US\$ 5.382.394,22 and Rp143.241.276.303,89. The profit before tax is Rp 246.916.390.403 while the profit after tax is Rp123.458.195.201. Percentage of return on investemen (ROI) before tax is 44,81 % while after tax is 22,41 %. Pay out time (POT) before tax is 1,82 years while after tax is 2,91 years. The value of break evek point (BEP) for about 43,42% and shut down point (SDP) of about 15,65 %. Based on the economic analysis, It is concluded that plant design of Ethanol with capacity 10,000 ton/years visible to be built.

ABSTRAKSI

Pabrik asam benzoat dari anhidrida phtalat dengan kapasitas 10.000 ton/tahun ini direncanakan didirikan di daerah Gresik, Jawa Timur dengan lahan seluas 22.000 m² dan dirancang bekerja selama 330 hari dalam setahun, 24 jam dalam sehari serta dengan jumlah karyawan sebanyak 152 orang.

Bahan baku yang dibutuhkan dalam pembuatan asam benzoat ini adalah anhidrida phtalat sebanyak 12.200 ton/tahun dan proses produksi berlangsung dengan kondisi operasi non adiabatik (2,49 – 2,5 atm) dan non isothermal (400 - 401°C) menggunakan reaktor *fixed bed multitube*. Utilitas untuk pabrik ini meliputi air pendingin sebesar 100.671,120 ton/tahun, air untuk *steam* sebanyak 14.707 ton/tahun, air rumah tangga sebesar 29.799 ton/tahun. Bahan bakar yang diperlukan sebesar m³/jam dan listrik yang dibutuhkan sebesar 1.342,6471 kwh diperoleh dari PLN dan menggunakan cadangan generator berkekuatan 2200 kw..

Hasil analisis ekonomi menunjukkan bahwa pabrik asam benzoat ini memerlukan modal tetap (*Fixed Capital Investment*) sebesar US\$ US\$ 47.366.088 dan Rp77.325.000.000, dan modal kerja (*Working Capital Investment*) sebesar US\$5.382.394,22 dan Rp143.241.276.303,89 dengan laba sebelum pajak Rp246.916.390.403 dan setelah pajak Rp Rp123.458.195.201. *Return of Investment* (ROI) sebelum pajak 44,81% dan setelah pajak 22,41 %, *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 1,82 tahun dan setelah pajak 2,91 tahun, *Shut Down Point* (SDP) 15,65 % dan *Break Even Point* (BEP) 43,42%, dengan *Discounted Cash Flow* (DCF) 30,37%. Berdasarkan data-data diatas maka dapat disimpulkan bahwa pabrik Asam Benzoat ini cukup layak untuk dikaji lebih lanjut.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia sebagai salah satu negara berkembang di dunia, sedang giat-giatnya melakukan pembangunan di berbagai bidang untuk dapat mensejajarkan dengan negara-negara lain. Salah satu sektor yang menjadi andalan Indonesia adalah pada sektor industri khususnya industri kimia, baik yang menghasilkan suatu produk jadi maupun produk antara untuk diolah lebih lanjut.

Pembangunan industri kimia yang menghasilkan produk antara ini sangat penting, karena dapat mengurangi ketergantungan Indonesia terhadap industri luar negeri, yang pada akhirnya akan dapat mengurangi pengeluaran devisa untuk mengimpor bahan tersebut. Termasuk di antaranya asam benzoat.

Asam benzoat dengan rumus molekul C_6H_5COOH merupakan salah satu industri kimia yang mempunyai kegunaan yang penting dan peluang yang bagus di masa mendatang. Bahan kimia ini mempunyai manfaat yang sangat luas dan banyak dipakai dalam berbagai industri, antara lain:

1. Sebagai bahan baku pada industri obat-obatan jenis tertentu.
2. Sebagai bahan baku pembuatan resin dan *plastilizer*.
3. Sebagai bahan pengawet pada industri makanan dan minuman.
4. Sebagai bahan adiktif pada industri kosmetik.

5. Zat pembawa (*carrier*) pada proses pencelupan serat sintesis polister.

(Kirk & Othmer, 1960)

Kebutuhan asam benzoat di Indonesia sampai saat ini masih diimpor dari negara seperti Jepang, Cina, Hongkong, Amerika Serikat, Belanda, Perancis, Jerman, dan Italia. Berdasarkan data kebutuhan asam benzoat seperti tercantum pada tabel 1.1 maka terlihat terjadi peningkatan kebutuhan asam benzoat setiap tahunnya.

Tabel 1.1 Perkembangan Impor Asam Benzoat Indonesia 1999-2004

Tahun	Impor (kg)
1999	1084812
2000	4537013
2001	4348882
2002	5228425
2003	5097170
2004	6992876

Sumber : Biro Pusat Statistik, Yogyakarta

Dari pertimbangan di atas maka pendirian pabrik asam benzoat diperlukan di Indonesia dengan alasan sebagai berikut :

1. Pendirian pabrik asam benzoat dapat memenuhi kebutuhan asam benzoat dalam negeri.
2. Dapat menambah devisa negara.
3. Mendorong berkembangnya industri kimia lain yang menggunakan asam benzoat sebagai bahan baku.
4. Membuka lapangan kerja baru.

1.2 Tinjauan Pustaka

Asam benzoat (*benzoic acid*) adalah suatu senyawa kimia dengan rumus C_6H_5COOH . Produk ini merupakan bahan kimia yang berupa asam organik padat berbentuk flake putih, mudah terbakar, larut dalam alkohol, eter, mudah menguap, dan mudah meledak. Asam benzoat dengan nama dagang *benzenecarboxylic acid* atau *carboxybenzene* merupakan *carboxylic acid* aromatik yang paling sederhana.

Asam benzoat dapat disintesis dari dari bermacam-macam zat organik seperti benzil alkohol, *benzaldehyde*, toluena, dan asam phtalat (The Columbia Encyclopedia, 2004).

Secara umum ada beberapa cara yang dapat digunakan untuk membuat asam benzoat diantaranya adalah (Othmer, K., 1978) :

1. Oksidasi Toluena dengan Udara dalam Fase Cair

Proses ini merupakan cara yang paling awal digunakan, dimana toluena, katalis, dan udara (atau O_2 yang terkandung dalam udara) diumpankan secara kontinyu ke dalam *autoclave* sehingga terbentuk asam benzoat pada suhu $150 - 250 ^\circ C$ dan tekanan 5-50 atm. Perbandingan udara dan toluena dikendalikan untuk mendapatkan konversi 10-50%. Panas reaksi dapat dihilangkan dengan refluk toluena dan penggunaan *jacket cooling*. *Autoclave* secara kontinyu *overflow* ke *stripper* kemudian toluena dipisahkan dan dikembalikan ke *autoclave*. Air yang terbentuk dari kondensasi aliran gas harus segera dipisahkan sebelum toluena yang tidak bereaksi dikembalikan ke reaktor. Pemisahan dapat dilakukan dengan

kristalisasi, distilasi, atau kombinasi keduanya. *Yield* yang diperoleh sekitar 80%. Asam benzoat yang terbentuk kemudian dibentuk menjadi *flake* atau disublimasi untuk mendapatkan variasi ukuran untuk dijual.

2. Oksidasi *Acetophenone*

Campuran *Acetophenone*, asam asetat, dan *mangan asetat tetrahidrat* diaduk dengan cepat kemudian aliran O_2 dilewatkan pada campuran tersebut. Campuran dipanaskan sampai $80^{\circ}C$ dimana pada temperatur tersebut berubah warna menjadi coklat tua dan mulai terjadi adsorpsi O_2 . Temperatur sistem dijalankan pada $92-97^{\circ}C$, setelah sekitar 3,5 jam, campuran dipanaskan hingga $105-110^{\circ}C$ selama beberapa menit kemudian asam format dan asam asetat yang terbentuk selama reaksi dipisahkan dengan destilasi. Residu dilarutkan dengan 500 ml air kemudian dengan distilasi uap *acetophenone* yang tidak bereaksi dipisahkan. Residu kemudian didinginkan kembali dan asam benzoat yang dikristalkan kemudian dikumpulkan pada *filter* dan dikeringkan. *Yield* yang didapat adalah 89% dengan kemurnian 98-99%.

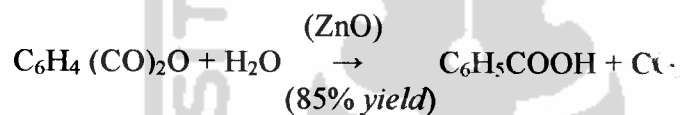
3. Oksidasi *Benzyl Bromida*

Benzyl Bromide dan asam asetat glasial dimasukkan dalam pipa kaca tertutup didalam *shaker bomb*, O_2 60% dimasukkan sampai tekanan mencapai 300 psig, kemudian dipanaskan sampai $190^{\circ}C$ dengan dikocok. Temperatur ini dijaga sampai 3 jam. Bahan-bahan di dalam pipa kemudian didinginkan, ditambahkan air, dan kristal asam benzoat yang terbentuk disaring dari larutan.

benzoat kualitas tinggi dengan melarutkan dalam sodium hidroksid, penyaringan, dan pemurnian larutan benzoat. Asam benzoat *crude* dapat dimurnikan dengan memberi USP asam benzoat dengan beberapa cara seperti sublimasi atau kristalisasi. *Yield* 90% dapat tercapai berdasarkan benzotriklorid yang diumpankan.

5. Dekarboksilasi Andrihida Phtalat

Dalam proses ini andrihida phtalat direaksikan dengan uap air, dan reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Proses pembentukan asam benzoat dari andrihida phtalat dapat dilakukan dalam fase cair maupun fase gas.

a. Proses fase cair

Andrihida phtalat cair diumpankan *crude* dalam ketel tertutup yang dilengkapi agitator efisien. Ditambahkan 2-6% katalis yang terdiri dari kromium dan sodium phtalat dalam jumlah hampir sama. Katalis dapat diumpankan secara terpisah atau dapat juga dengan penambahan secara langsung dengan kromium hidroksida dan kaustik soda ke dalam reaktor dalam jumlah yang hampir sama. Umpan tersebut kemudian dipanaskan sampai kurang lebih 200 °C dan kemudian 2-20 bagian steam/jam (dari 100 bagian andrihida phtalat) dimasukkan dibawah permukaan campuran. Dalam proses juga terbentuk asam phtalat. Refluk kondensor mengembalikan air, asam benzoat, dan asam phtalat ke dalam reaktor.

Sementara itu CO₂ dibuang ke atmosfer. Reaksi dibiarkan berlangsung sampai campuran mengandung kurang dari 5% asam phtalat. Asam benzoat kemudian dipisahkan dengan destilasi dengan atau tanpa bantuan uap air. Pemisahan asam benzoat yang lebih sempurna dilakukan dengan menambahkan kaustik soda sebelum distilasi.

b. Proses fase gas

Asam benzoat dapat diproduksi dengan dekarboksilasi fase uap dari andrihida phtalat. Dalam proses ini, uap andrihida phtalat dicampur dengan uap air seberat 10-50 kali berat andrihida phtalat pada suhu 200⁰C. Kemudian dilewatkan pada katalis yang diam pada temperatur sekitar 380-420⁰C. Campuran katalis terdiri dari seng oksida pada batu apung carier atau tembaga karbonat dan kalsium hidroksida pada butiran batu apung. Karbon dioksida yang dihasilkan dari reaksi dipisahkan dari asam benzoat dengan separator untuk mengambil asam benzoat yang terbawa. Asam benzoat kemudian dipisahkan setelah kondensasi dengan destilasi untuk memisahkan sisa reaktan (phtalic anhidrid dan H₂O). Andrihida phtalat yang tidak bereaksi *direcycle* untuk direaksikan kembali dengan uap air. Sementara asam benzoat diambil sebagai produk.

6. Oksidasi Toluena dengan Belerang dan Air

Proses jenis ini dapat menghasilkan asam benzoat dari toluena atau asam lain dari bahan baku yang lain. Paten mendiskripsikan bahwa prosesnya adalah sebagai berikut : *autoclave* dari *stainless-steel* A4.5-1 diisi dengan 92 g toluena dan 19 ml air. Pipa gelas berukuran besar yang berisi 100 g

belerang diletakkan dalam *autoclave* sedemikian rupa sehingga saat pertama kali *autoclave* digoncangkan, isi dalam *autoclave* bisa bercampur dengan yang ada dalam tube. *Autoclave* diisolasi dan dipanaskan 625 °C sebelum digoncangkan. Penggoncangan pada temperatur tersebut dilanjutkan selama 90 menit, tekanan meningkat sampai 2250 psig. *Autoclave* didinginkan dan 70 g hidrogen sulfida dialirkan ke dalam *scrubber* kaustik. Produk disaring dan dikeringkan, dan *cake* padat yang merupakan campuran asam benzoat, belerang, dan hasilnya didistilasi.

Tahap selanjutnya menggunakan oksidan jenis belerang menunjukkan bahwa hasil yang lebih banyak bisa didapatkan dengan kondisi berbeda. Dengan belerang dioksida sebagai oksidan (dengan sedikit hidrogen sulfida sebagai inisiator), 82% *yield* didapatkan dengan sedikit penambahan NaOH ke sistem akan didapatkan *yield* 83,6%. Beberapa proses lain di masa lampau belum pernah dicoba pada skala pabrik.

7. Oksidasi Toluena dengan Asam Nitrat

Prosesnya adalah sebagai berikut : tangki reaksi harus dalam kondisi asam dan harus mampu beroperasi pada tekanan 75 psi. Tangki diisi 85 lb asam nitrat 67%, 800 lb air, 500 lb toluena, dan 5 lb naman dioksida. Selama kurang lebih 2 jam, temperatur dibawa ke 80-90 °C, tekanan meningkat menjadi 35-40 lb. Kondisi ini dipertahankan 6 atau 7 jam. Akhirnya selama 24 jam proses, temperatur meningkat menjadi 110°C, dan tekanan meningkat sampai 75 lb. Secara periodik selama proses pemanasan, oksigen (atau gas yang kaya oksigen) dimasukkan dalam ketel di atas

pengeluaran. Gas *inert* dikeluarkan kadang-kadang. *Yield* dalam proses ini 70-80 % dalam jumlah teoritis.

8. Oksidasi Toluena dengan Sodium Dikromat

Toluena dan larutan sodium dikromat dalam air dipanaskan pada 250-300°C, dengan pengadukan yang kasar, dalam *autoclave* selama 2-3 jam sehingga terbentuk sodium benzoat, sodium hidroksida, dan (Cr₂O₃). *Autoclave* didinginkan sampai sekitar 100 °C dan toluena yang tidak bereaksi didestilasi. Asam benzoat ditambahkan untuk menetralkan natrium dioksida yang terbentuk. (Cr₂O₃) kemudian diambil dari campuran dengan disaring, dicuci, dan dimasukkan kembali ke *autoclave* bersama-sama dengan air dan cukup natrium hidroksida untuk membentuk sodium kromat. Isi *autoclave* dikondisikan pada tekanan udara 1400 psi dan dipanaskan menjadi 280-300 °C selama 4-8 jam, sementara itu udara yang kehabisan oksigen sebagian dikeluarkan. Larutan sodium dikromat yang terbentuk digunakan dalam oksidasi pemasukan toluena.

Untuk menentukan proses yang dipilih dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 2. Alternatif Proses

No	Proses	Fase	Yield	Kondisi operasi	Katalis
1.	Oksidasi toluena dengan udara	Cair-gas	80 %	P = 5-50 atm T = 150-250 °C	Kobalt asetat dan Mangan asetat tetrahidrat
		Cair-gas	96 %	P = 28,5 atm T = 90-200 °C	Kobalt asetat dan Mangan asetat tetrahidrat
2.	Oksidasi Acetophenon	Cair-gas	89 %	P = atmosferik T = 92-97 °C	-
3.	Oksidasi Benzil Bromida	Cair-gas	88 %	P = 21,8 atm T = 190 °C	-
4.	Klorinasi Toluena	Cair-gas	75-80 %	T = 100-150 °C	Seng Klorida
5.	Dekarboksilasi Anhidrida Phtalat	Cair-gas	85 %	T = 200 °C	Kromium phtalat dan Sodium phtalat, atau Kromium hidroksida dan Soda kaustik
		Gas-gas	85 %	T = 380-420 °C	Send oksida dan Kalsium hidroksida.
6.	Oksidasi Toluena dengan Belerang dan Air	Cair-cair	75,2%	P = 154 atm T = 329,8 °C	-
7.	Oksidasi Toluena dengan Asam Nitrat	Cair-gas	70-80 %	P = 5 atm T = 80-110 °C	-
8.	Oksidasi Toluena dengan Sodium Dikromat	Cair-gas	80 %	P = 95 atm T = 250-300 °C	-

Dari tabel perbandingan proses di atas, proses yang dipilih adalah proses dekarboksilasi anhidrida phtalat dengan pertimbangan dan keuntungan dari proses tersebut adalah :

1. Bahan baku anhidrida phtalat dapat diperoleh dengan mudah karena pabrik pembuat anhidrida phtalat cukup banyak, dan harga relatif murah.
2. *Yield* relatif tinggi, proses 1 fase, dan harga katalis murah.

1.3 Kapasitas Rancangan

Dalam pemilihan kapasitas pabrik asam benzoat ada beberapa pertimbangan, diantaranya adalah :

1. Prediksi kebutuhan asam benzoat di Indonesia

Kebutuhan asam benzoat di Indonesia akan terus meningkat sejalan dengan perkembangan industri kimia di Indonesia.

2. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku asam benzoat adalah anhidrida phtalat dan uap air. Bahan baku anhidrida phtalat diimpor dari luar negeri, uap air dibuat di unit utilitas yang airnya berasal dari Sungai Brantas. Berdasarkan hal-hal tersebut, maka ditetapkan kapasitas rancangan sebesar 10.000 ton/tahun, dengan harapan :

- a. Dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri yang diperkirakan akan terus mengalami kenaikan.
- b. Dapat merangsang berdirinya industri-industri kimia lainnya yang menggunakan bahan baku maupun bahan pembantu asam benzoat.
- c. Dapat memperluas lapangan kerja.

b. Bahan Pembantu

1. Air

Rumus Molekul	: H ₂ O
Berat Molekul	: 18
Titik beku, STP, TB, °C	: 0,2
Titik didih, STP, TD, °C	: 100,2
Suhu kritis, TC, °C	: 374,3
Tekanan Kritis, PC, atm	: 217,6
Volume kritis, VC, m ³ /mol	: 0,056
Densitas cair	: 998 kg/m ³
Entalpi pembentukan standart pada 298 K	: -57,4 kkal/gmol

2. Katalisator

Bahan	: Seng oksida (ZnO)
Fase	: Padat
<i>Bulk density</i>	: 1100,3 kg/m ³
Diameter	: 0,3175 cm
Bentuk	: Pellet

3. Hitec

Fase	: Padat, pada 30°C
Komposisi	: NaNO ₂ 40 % NaNO ₃ 7 % KNO ₃ 53 %
Berat molekul	: 92 kg/kmol

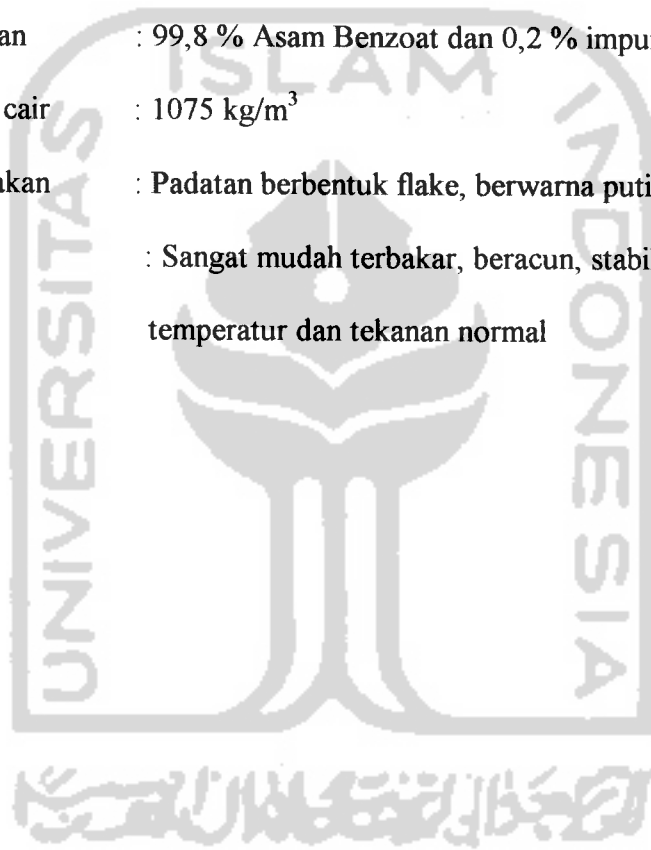
Berat jenis	: 1,85 g/cm ³
Titik lebur	: 142,22 °C
Titik didih	: 815,5 °C
Suhu operasi	: 149-455 °C
Kapasitas panas	: 0,11152 + 3,402.10 ⁻⁴ T
Densitas cair	: 1,4 – 1,0368.10 ⁻³ T, g/cc
Viskositas	: 35,5898 – 0,04212 T, g/cm jam
Konduktivitas panas	: 0,84335 – 5,8076.10 ⁻⁴ , cal/g cm ⁰ K

2.2 Spesifikasi Produk

1. Asam Benzoat

Rumus molekul	: C ₆ H ₅ COOH
Berat molekul	: 122
Titik beku, STP, TB, °C	: 122,4
Titik didih, STP, TD, °C	: 249,8
Suhu kritis, TC, °C	: 479
Tekanan Kritis, PC, atm	: 45
Volume kritis, VC, m ³ /mol	: 0,341
Kelarutan dalam air	: 0,21 g/100 g air pada 10 ⁰ C
Kelarutan dalam alkohol	: 46,6 g/100g alkohol pada 15 ⁰ C
Entalpi pembentukan standart pada 298 K	: -49,36 kkal/gmol
<i>Specific gravity</i> (4 ⁰ C), padat	: 1,316

- Kapasitas panas : 1199,6 J/kg K, solid (20-122,4⁰C)
1774 J/kg K, liquid (122,4-322⁰C)
- Berat jenis : 1,316 g/cm³, solid
1,029 g/cm³, liquid
- Panas penguapan : 527 J/g
- Kemurnian : 99,8 % Asam Benzoat dan 0,2 % impuritis
- Densitas cair : 1075 kg/m³
- Kenampakan : Padatan berbentuk flake, berwarna putih
- Sifat : Sangat mudah terbakar, beracun, stabil di bawah temperatur dan tekanan normal



BAB III

PERANCANGAN PROSES

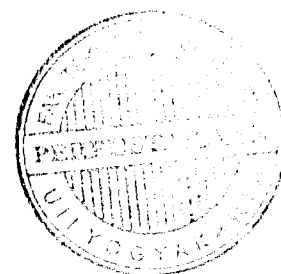
3.1 Uraian Proses

Secara sistematis proses pembuatan asam benzoat dibagi menjadi tiga tahap:

1. Tahap Persiapan Bahan

Anhidrida phtalat dalam bentuk butiran kristal dialirkan dari silo (SL-01) pada suhu 30°C tekanan 1 atm menggunakan *screw conveyor* (SC-01) menuju melter (ML). Di dalam melter terjadi proses peleburan dan kenaikan suhu sampai 150°C dan tekanan 1 atm. Anhidrida phtalat cair kemudian diuapkan dengan menggunakan *vaporizer* (V), uap yang dihasilkan bersuhu 350°C dan tekanan 2,5 atm. Cairan yang terikut dalam uap kemudian masuk ke dalam separator (SP-01) untuk dipisahkan.

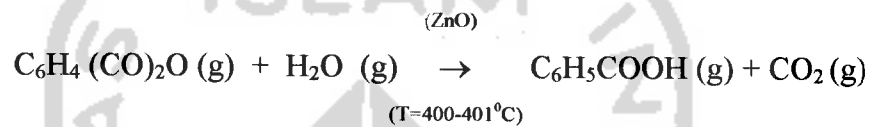
Uap anhidrida phtalat yang keluar dari separator (SP-01) dikontakkan dengan *steam superheated* yang diproduksi dan dialirkan dari unit utilitas menuju tempat proses pada suhu 200°C tekanan 2,5 atm, sehingga suhu campuran menjadi 206°C . Anhidrida phtalat dan *steam* masuk *heater* (HE-01) dan kemudian dialirkan ke reaktor *fixed bed* (RF).



2. Tahap Reaksi

Anhidrida phtalat dan uap air masuk ke reaktor jenis *fixed bed* dengan banyak pipa yang berisi katalis seng oksida (ZnO), dengan kondisi operasi non adiabatik dan non isothermal yaitu pada suhu 400-401°C dan pada tekanan 2,49-2,5 atm.

Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Katalis yang digunakan adalah seng oksida (ZnO) dalam bentuk padat. Mekanisme reaksi yang terjadi yaitu perpindahan massa dari bulk gas (anhidrida phtalat dan uap air) ke reaktor permukaan diikuti difusi gas melalui pori-pori katalisator, kemudian terjadi proses adsorpsi gas anhidrida phtalat dari permukaan katalisator ke puncak aktif katalisator, kemudian terjadi reaksi di permukaan katalisator, dan akhirnya terjadi proses desorpsi asam benzoat yang keluar dari permukaan.

Reaksi berjalan secara eksotermis dengan konversi sebesar 85 %, sehingga untuk mempertahankan suhu operasi maka digunakan pendingin hitec yang masuk pada suhu 190°C dan dialirkan secara berlawanan arah dengan umpan masuk agar perpindahan panas yang terjadi lebih efektif.

3. Tahap Pemurnian Hasil

Hasil keluaran reaktor berupa asam benzoat, gas CO₂ dan anhidrida phtalat serta air. Kemudian tekanan dinaikkan menggunakan kompresor (CP-02) menjadi 2,83 atm. Kemudian dialirkan menuju *cooler* (CL-01)

dan keluar pada suhu 225°C tekanan 2,83 atm kemudian masuk ke dalam *cooler* (CL-02) dan keluar pada suhu 150°C lalu diembunkan dengan kondenser parsial (CD-01) menjadi 132°C tekanan 2,83 atm sehingga komponen yang mengembun hanya asam benzoat, anhidrida phtalat serta sebagian kecil air, selanjutnya dimasukkan kedalam separator (SP-02) dan dipisahkan antara gas CO₂ dan uap air dengan asam benzoat dan anhidrida phtalat. Campuran gas CO₂ dan uap air dialirkan ke unit pengolahan limbah, sementara *crude* asam benzoat dengan anhidrida phtalat dan sedikit air dialirkan dengan pompa (PP-03) menuju menara destilasi (MD-01) untuk memisahkan airnya pada suhu puncak menara 128°C tekanan 2,5 atm.

Hasil atas menara destilasi (MD-01) diembunkan dengan kondenser (CD-02) kemudian ditampung dalam akumulator (AC-01) untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran. Cairan dari akumulator dibagi menjadi dua, sebagian dikembalikan sebagai refluk dan sebagian lagi diambil sebagai produk dialirkan ke *cooler* (CL-03) yang kemudian dialirkan ke unit pengolahan limbah. Sedangkan cairan keluar dari bawah menara destilasi (MD-01) diuapkan dalam *reboiler* (RB-01), dimana sebagian uap dikembalikan ke menara dan sebagian lagi keluar sebagai hasil bawah menara dengan kondisi suhu 292°C, kemudian masuk menara destilasi (MD-02).

Uap keluar dari puncak menara destilasi (MD-02) pada suhu 287°C tekanan 2,5 atm diembunkan didalam kondensor (CD-02), hasil embunan

Volume	: 70,64 m ³
Bahan	: <i>Low alloy steel SA 203</i>
Diameter	: 2,02 m
Tinggi	: 10,31m
Jumlah	: 1
Harga	: 3285366 US\$

2. Separator (SP-01)

Fungsi	: Memisahkan uap dari cairan C ₆ H ₄ (CO) ₂ O dan C ₆ H ₅ COOH yang keluar dari <i>vaporizer</i>
Jenis	: Tangki silinder tegak (<i>toristopical dished head</i>)
Kondisi operasi	: Tekanan 2,5 atm dan temperatur 350 °C
Bahan	: <i>Low alloy steel SA 203</i>
Diameter	: 0,76 m
Tinggi	: 3,24 m
Jumlah	: 1
Harga	: 4269 US\$

3. Separator (SP-02)

Fungsi	: Memisahkan uap CO ₂ dan H ₂ O dengan C ₆ H ₅ COOH dan C ₆ H ₄ (CO) ₂ O
Jenis	: Tangki silinder tegak (<i>toristopical dished head</i>)
Kondisi operasi	: Tekanan 2,83 atm dan Temperatur 132 °C
Bahan	: <i>Low alloy steel SA 203</i>
Diameter	: 1,22 m

Tinggi	: 5,60 m
Jumlah	: 1
Harga	: 4057 US\$

4. Menara Distilasi (MD-01)

Fungsi	: Memisahkan H ₂ O dari C ₆ H ₅ COOH dan C ₆ H ₄ (CO) ₂ O
Jenis	: <i>Sieve tray</i>
Kondisi Operasi	
Umpan	: T = 132 °C ; P = 2,83 atm
Hasil atas	: T = 128 °C ; P = 2,5 atm
Hasil bawah	: T = 292 °C ; P = 2,84 atm
Dimensi Menara Distilasi	
Diameter menara	: 1,36 m
Tinggi menara	: 11,65 m
Letak umpan masuk	: pada plat ke- 14
Jumlah plat total	: 18 plat
Jumlah lubang	: 5598/plat
Tebal <i>shell</i>	: 0,25 in
Tebal <i>head</i>	: 0,375 in
Bahan konstruksi	: <i>Low alloy steel SA 203</i>
Jumlah	: 1
Harga	: 70607 US\$

5. Menara Destilasi (MD-02)

Fungsi	: Memisahkan H_2O dan C_6H_5COOH dari $C_6H_4(CO)_2O$
Jenis	: <i>Sieve tray</i>
Kondisi Operasi	
Umpan	: $T = 292\text{ }^\circ\text{C}$; $P = 2,84\text{ atm}$
Hasil atas	: $T = 287\text{ }^\circ\text{C}$; $P = 2,5\text{ atm}$
Hasil bawah	: $T = 346\text{ }^\circ\text{C}$; $P = 2,85\text{ atm}$
Dimensi Menara Distilasi	
Diameter menara	: 1 m
Tinggi menara	: 18 m
Letak umpan masuk	: pada plat ke- 18
Jumlah plat total	: 33 plat
Jumlah lubang	: 3043 /plat
Tebal shell	: 0,15 in
Tebal <i>head</i>	: 0,17 in
Bahan konstruksi	: <i>Low alloys steel SA 203</i>
Jumlah	: 1
Harga	: 104431 US\$

6. *Melter* (ML)

Tugas	: Meleburkan $C_6H_4(CO)_2O$ sebagai umpan <i>vaporizer</i> dengan kecepatan umpan = 1540.7210 kg/jam
Jenis	: Tangki berpengaduk

Harga : 40000 US\$

9. Silo (SL-01)

Tugas : Menampung bahan baku anhidrida phtalat ($C_8H_4O_3$) dengan umpan sebesar 1540.7210 kg/jam dengan waktu tinggal 15 hari.

Jenis : Tangki silinder vertikal dengan *conical bottom head*.

Ukuran : D = 5,26 m, H = 5,26 m

Kondisi : 30 °C, 1 atm

Bahan : *Low alloy steel SA 203*

Jumlah : 3 buah

Harga : 408563 US\$

10. Silo (SL-02)

Tugas : Menampung produk asam benzoat yang keluar dari *flaker* (FL) dengan umpan sebesar 1262,6263 kg/jam dengan waktu tinggal 15 hari.

Jenis : Tangki *silinder vertical* dengan *conical bottom head*.

Ukuran : D = 6.09 m, H = 6.09 m

Kondisi : 30 °C, 1 atm

Bahan : *Low alloy steel SA 203*

Jumlah : 3 buah

Harga : 102917 US\$

11. *Screw Conveyor (SC-01)*

Tugas : Mengangkut anhidrida phtalat ($C_8H_4O_3$) dari silo (SL-01) sebanyak 1540.7210 kg/jam

Jenis : *Screw conveyor*

Ukuran : D = 0,984 ft, L= 24 ft

Bahan : *Low alloy steel SA 203*

Jumlah : 1 buah

Harga : 8818 US\$

12. *Belt Conveyor (BL-01)*

Tugas : Mengangkut produk asam benzoat dari *flaker* sebanyak 1262.6263 kg/jam

Jenis : *Belt conveyor*

Ukuran : D = 0.75 ft, L= 24 ft

Bahan : *Low alloy steel SA 203*

Jumlah : 1 buah

Harga : 5720,2007 US\$

13. *Bucket Elevator (BE-01)*

Tugas : Menaikkan produk asam benzoat dari *screw conveyor (SC-02)* sebanyak 1262.6263 kg/jam

Jenis : *Bucket elevator*

Panjang	: 6 in
Lebar	: 4 in
Tinggi	: 4,5 in
Daya	: 5 HP
Bahan	: <i>Low Alloy Steel SA 203</i>
Jumlah	: 1 buah
Harga	: 8818 US\$

14. Kondenser Parsial (CD-01)

Fungsi	: Mendinginkan dan mengembunkan campuran keluar <i>cooler</i> (CL-02) dari 150 °C menjadi 132 °C dengan pendingin air dari 30 °C sampai 60 °C
Jenis	: <i>Shell & tube exchanger</i>
Spesifikasi <i>Shell</i> (pemanas)	
ID	: 13,25 in
<i>Baffle</i>	: 3,31 in
<i>Pass</i>	: 1
Spesifikasi <i>Tube</i> (pendingin)	
ID	: 0,87 in
OD	: 1 in
BWG	: 16
<i>Pitch</i>	: 1,25 in <i>triangular pitch</i>
<i>Pass</i>	: 2

Panjang pipa : 16 ft
 Jumlah : 1 buah
 Harga : 36016 US\$.

15. Kondenser (CD-02)

Fungsi : Mengembunkan uap hasil atas MD – 01 dengan menggunakan pendingin air yang masuk pada suhu 30 °C dan keluar pada suhu 60 °C

Jenis : *Shell & tube exchanger*

Spesifikasi *Shell*

ID : 13,25 in

Baffle : 9,27 in

Pass : 1

Spesifikasi *tube* (pendingin)

ID : 0,87 in

OD : 1 in

BWG : 16

Pitch : 1,25 in *triangular pitch*

Pass : 2

Panjang pipa : 16 ft

Jumlah : 1 buah

Harga : 36016 US\$.

16. Kondenser (CD-03)

Fungsi : Mengembunkan uap hasil atas MD 02 dengan menggunakan pendingin hitec yang masuk pada suhu 80 °C dan keluar pada suhu 150 °C

Jenis : *Shell and tube exchanger*

Spesifikasi *Shell* (pemanas)

ID : 13,25 in

Baffle : 6,6725 in

Pass : 1

Spesifikasi *Tube* (pendingin)

ID : 0,87 in

OD : 1 in

BWG : 16

Pitch : 1,25 in *triangular pitch*

Pass : 2

Panjang pipa : 16 ft

Jumlah : 1 buah

Harga : 8443 US\$.

17. Akumulator (ACC-01)

Fungsi : sebagai penampung arus keluaran kondensor pada menara distilasi 1 untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar

Jenis : Tangki silinder horizontal dengan *toristopical*
dished head

Waktu tinggal : 5 menit

Dimensi Akumulator

Diameter : 0,61 m

Tinggi : 3,65 m

Volume : 1.12 m³

Bahan kontruksi : *Low alloy steel SA 203*

Tebal *shell* : 0,144 in

Tebal *head* : 0,142 in

Jumlah : 1 buah

Harga : 5069 US\$

18. Akumulator (ACC-02)

Fungsi : sebagai penampung arus keluaran kondensor pada menara destilasi 2 untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar

Jenis : Tangki silinder horizontal dengan *toristopical*
dished head

Waktu tinggal : 5 menit

Dimensi Akumulator

Diameter : 0,31 m

Tinggi : 1,85 m

Volume : 0.15 m³

Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel</i> tipe 304
Tebal <i>shell</i>	: 0,14 in
Tebal <i>head</i>	: 0,13 in
Harga	: 1489 US\$
Jumlah	: 1

19. **Reboiler (RB-01)**

Fungsi	: Menguapkan cairan hasil bawah MD-01 menggunakan pemanas hitec yang masuk pada suhu 400 °C dan keluar pada suhu 350 °C
Jenis	: <i>Kettle reboiler shell & tube</i>
Kebutuhan hitec	: 86849,54 kg/jam
Spesifikasi <i>Shell</i> (fluida panas)	
ID	: 19,25 in
<i>Baffle</i>	: 4,41 in
<i>Pass</i>	: 1
Spesifikasi <i>Tube</i> (fluida dingin)	
ID	: 0,87 in
OD	: 1 in
BWG	: 16
<i>Pitch</i>	: 1,25 in <i>triangular pitch</i>
<i>Pass</i>	: 2
Panjang pipa	: 16 ft
Harga	: 97529 US \$

21. Cooler (CL-01)

Fungsi : Mendinginkan gas panas keluar reaktor dengan pendingin hitec yang masuk pada suhu 80 °C dan keluar pada suhu 150 °C

Jenis : *Shell and tube exchanger*

Spesifikasi *shell* (fluida panas)

ID : 13,25 in

Baffle : 3,31 in

Pass : 1

Spesifikasi *tube* (fluida dingin)

ID : 0,87 in

OD : 1 in

BWG : 16

Pitch : 1,25 in *triangular pitch*

Pass : 2

Panjang pipa : 16 ft

Jumlah pipa : 66

Jumlah : 1

Harga : 25324 US\$.

22. Cooler (CL-02)

Fungsi : Mendinginkan gas panas keluar reaktor dengan pendingin hitec yang masuk pada suhu 80 °C dan keluar pada suhu 150 °C



Jenis : *Shell and tube exchanger*

Spesifikasi *shell* (fluida panas)

ID : 17,25 in

Baffle : 4,31 in

Pass : 1

Spesifikasi *tube*

ID : 0,87 in

OD : 1 in

BWG : 16

Pitch : 1,25 in *triangular pitch*

Pass : 2

Panjang pipa : 16 ft

Jumlah pipa : 86

Harga : 29682,8270 US\$.

Jumlah : 1

23. *Cooler (CL-03)*

Fungsi : Menurunkan suhu hasil MD 01 dengan pendingin air yang masuk pada suhu 30 °C dan keluar pada suhu 60 °C

Jenis : *Shell and Tube*

Spesifikasi *shell* (fluida panas)

ID : 17,25 in

Baffle : 8,63 in

Pass : 1

Spesifikasi *tube* (fluida dingin)

ID : 0,87 in

OD : 1 in

BWG : 16

Pitch : 1,25 in triangular pitch

Pass : 2

Panjang pipa : 16 ft

Jumlah pipa : 118

Harga : 35887 US\$.

Jumlah : 1

24. *Cooler (CL-04)*

Fungsi : Menurunkan suhu hasil atas MD 02 dengan pendingin hitec yang masuk pada suhu 80 °C dan keluar pada suhu 150 °C.

Jenis : *Shell and tube exchanger*

Spesifikasi *shell* (fluida panas)

ID : 17,25 in

Baffle : 4,31 in

Pass : 1

Spesifikasi *tube* (fluida dingin)

ID	: 0,87 in
OD	: 1 in
BWG	: 16
<i>Pitch</i>	: 1,25 in triangular pitch
<i>Pass</i>	: 2
Panjang pipa	: 16 ft
Jumlah pipa	: 118
Harga	: 35887 US\$.
Jumlah	: 1

25. *Heater (HE-01)*

Fungsi : Memanaskan bahan baku anhidrida phtalat dan uap air sebelum masuk reaktor dengan menggunakan pemanas hitec yang masuk pada suhu 450 °C dan keluar pada suhu 325 °C.

Jenis : *Shell dan tube exchanger , counter flow*

Spesifikasi *shell* (fluida dingin)

ID : 21,25 in

Baffle : 5,3125

Pass : 1

Spesifikasi *tube* (fluida panas)

ID : 0,87 in

OD : 1 in

BWG	: 16
<i>Pitch</i>	: 1,25 in triangular pitch
<i>Pass</i>	: 2
Panjang pipa	: 12 ft
Jumlah pipa	: 188
Harga	: 47457 US\$.
Jumlah	: 1

26. Pompa (P – 01)

Fungsi	: Mengalirkan $C_6H_4(CO)_2O$ dari melter sebagai umpan <i>vaporizer</i> dengan kecepatan umpan = 1540.7210 kg/jam
Jenis	: Pompa resiprokating
Kecepatan volume	: 5,67 gpm
<i>Head</i> pompa	: 44,58 ft
Spesifik <i>head</i>	: 206 rpm
Jumlah putaran	: 1500 rpm
Tenaga pompa	: 0,17 Hp
Tenaga motor	: 0,5 Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: 1378 US\$

27. Pompa (P – 02)

Fungsi : Mengalirkan cairan hasil bawah separator 1 ke
vaporizer dengan kecepatan 450,4937 kg/jam

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Kecepatan volume : 2,01 gpm

Head pompa : 0,0046 ft

Spesifik *head* : 461 rpm

Jumlah putaran : 1500 rpm

Tenaga pompa : 0,032 Hp

Tenaga motor : 1 Hp

Jumlah : 2 buah

Harga : 598 US\$

28. Pompa (P – 03)

Fungsi : Mengalirkan cairan hasil bawah dari separator 02
ke MD-01 dengan kecepatan 12256,9086 kg/jam

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Kecepatan volume : 56,392 gpm

Head pompa : 32,4147 ft

Spesifik *head* : 1070 rpm

Jumlah putaran : 1500 rpm

Tenaga pompa : 0,7627 Hp

Tenaga motor : 1 Hp

Jumlah : 2 buah

Harga : 4417 US\$

29. Pompa (P – 04)

Fungsi : Mengalirkan hasil bawah MD-01 ke MD-02 sebagai umpan dengan kecepatan 1531,3377 kg/jam

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Kecepatan volume : 7,97 gpm

Head pompa : 12,03 ft

Spesifik head : 655 rpm

Jumlah putaran : 1500 rpm

Tenaga pompa : 0,046 p

Tenaga motor : 0,5 Hp

Jumlah : 2 buah

Harga : 1366 \$

30. Pompa (P – 05)

Fungsi : Mengalirkan cairan yang keluar dari ACC-02 menuju puncak MD-01 dan ke UPL sebanyak 10725,5674 kg/jam

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Kecepatan volume : 43,93 gpm

Head pompa : 38,7615 ft

Spesifik head : 703 rpm

Jumlah putaran : 1500 rpm

OD	: 0,84 in
At	: 0,0021 ft
Panjang <i>elbow</i>	: 10 ft
<i>Gate valve</i>	: ½ open
Jumlah kran	: 2 buah
Harga	: 190 US\$
Jumlah	: 1 buah

34. *Expander Valve (02)*

Fungsi	: Menurunkan tekanan cairan hasi atas MD 01 menuju ke UPL dari tekanan 2,5 atm menjadi 1 atm
Jenis	: <i>Gate valve ½ open</i>
Pipa standar dengan spesifikasi ,	
Di	: 2,5 in
OD	: 2,88 in
At	: 4,79 ft
Panjang <i>elbow</i>	: 15 ft
<i>Gate valve</i>	: ½ open
Jumlah kran	: 1 buah
Harga	: 250,2630 US\$

3.3 Neraca Massa

a. Neraca Massa Overall

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/jam)
CO ₂	-	455,3736
H ₂ O	18026,2870	47389,9978
C ₆ H ₅ COOH	1,2566	1262,6268
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	1534,5581	2,8469
TOTAL	19560,8450	19560,8450

b. Neraca Massa per Alat

1. Melter (ML)

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (kg/jam)	
		Fase uap	Fase cair
H ₂ O	6,1629	6,1629	-
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	1534,5581	-	1534,5581
Jumlah		6,1629	1534,5581
TOTAL	1540,7210	1540,7210	

2. Reaktor Fixed Bed (RF)

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (kg/jam)
CO ₂	-	455,3736
H ₂ O	18020,1241	17833,8349
C ₆ H ₅ COOH	1,2566	1263,8834
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	1802,0124	270,3012
TOTAL	19823,3931	19823,3931

3. Separator (SP – 01)

Komponen	Masuk separator (Kg/Jam)	Keluar separator (Kg/jam)	
		Hasil atas	Hasil bawah
C_6H_5COOH	1,3713	1,2566	0,1147
$C_6H_4(CO)_2O$	2252,3914	1802,0124	450,3790
Jumlah		1803,2690	450,4937
TOTAL	2253,7627	2253,7627	

4. Separator (SP – 02)

Komponen	Masuk separator (Kg/Jam)	Keluar separator (Kg/jam)	
		Hasil atas	Hasil bawah
CO_2	455,3736	455,3736	-
H_2O	17833,8349	7109,1910	10724,6439
C_6H_5COOH	1263,8834	1,4882	1262,3952
$C_6H_4(CO)_2O$	270,3012	0,4358	269,8654
Jumlah		7566,4887	12256,9045
TOTAL	19823,3931	19823,3931	

5. Menara Destilasi (MD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Hasil atas	Hasil bawah
CO_2	-	-	-
H_2O	10724,6439	10723,5714	1,0725
C_6H_5COOH	1262,3952	1,8112	1260,5881
$C_6H_4(CO)_2O$	269,8654	0,1889	269,6765
Jumlah		10725,5715	1531,3370
TOTAL	12256,9045	12256,9045	

6. Menara Destilasi (MD-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Hasil atas	Hasil bawah
CO ₂	-	-	-
H ₂ O	1,0725	1,0725	-
C ₆ H ₅ COOH	1260,5881	1259,3315	1,2566
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	269,6765	2,2221	267,4543
Jumlah		1262,6261	268,7109
TOTAL	1531,3370	1531,3370	

3.4 Necara Panas Per Alat

1. Neraca Panas Reaktor *Fixed Bed* (RF)

T_{in} = 400°C

T_{out} = 400,5°C

T_{ref} = 25°C

T_{ref} = 25°C

Komponen	Masuk, Kkal/jam	Keluar, Kkal/jam
CO ₂	0,0000	44840,9635
H ₂ O	339478,1508	3306033,9168
C ₆ H ₅ COOH	195,0406	196371,8967
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	238847,3269	35862,8829
Q _{pendingin}	-	754793,3756
Q _{panas reaksi}	740686,894	-
TOTAL	4323796,5522	4323796,5522

2. Neraca Panas Menara Destilasi (MD-01)

 $T_{in} = 132^{\circ}\text{C}$
 $T = 128^{\circ}\text{C}$
 $T = 292^{\circ}\text{C}$
 $T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$
 $T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$
 $T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$

Komponen	Entalpi Umpan, Kkal/jam	Entalpi hasil atas, Kkal/jam	Entalpi hasil bawah, Kkal/jam
H ₂ O	1108134,746	519360,1375	1428,2481
C ₆ H ₅ COOH	62797,0589	202,0255	797518,131
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	10876,62251	16,1857	134818,7971
Beban panas CD		1348208,951	
Beban panas RB	1619743,979	-	
Jumlah		1348208,951	933765,1761
TOTAL	2801552,406	2801552,406	

3. Neraca Panas Menara Destilasi (MD-02)

 $T_{in} = 292^{\circ}\text{C}$
 $T = 287^{\circ}\text{C}$
 $T = 346^{\circ}\text{C}$
 $T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$
 $T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$
 $T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$

Komponen	Entalpi Umpan, Kkal/jam	Entalpi hasil atas, Kkal/jam	Entalpi hasil bawah, Kkal/jam
H ₂ O	342,5056	122,4678	0
C ₆ H ₅ COOH	190965,4667	402989,2078	1018,0279
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	32265,3773	4,0989	168738,9485
Beban panas CD		354351,9108	
Beban panas RB	703651,1122		
Jumlah		354351,9108	169756,9764
TOTAL	927224,6618	927224,6618	

7. Neraca Panas Cooler (CL-03)

 $T_{in} = 128^{\circ}\text{C}$ $T_{out} = 40^{\circ}\text{C}$ $T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$ $T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$

Komponen	Masuk , Kkal/jam	Keluar , KCal/jam
H ₂ O	1122491,965	160682,0287
C ₆ H ₅ COOH	92,6038	11,8834
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	7,939	1,0352
Beban Panas Cooler		961897,59
TOTAL	1122592,528	1122592,528

8. Neraca Panas Cooler (CL-04)

 $T_{in} = 287^{\circ}\text{C}$ $T_{out} = 140^{\circ}\text{C}$ $T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$ $T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$

Komponen	Masuk (Kkal/jam)	Keluar (Kkal/jam)
H ₂ O	1520,8834	529,2755
C ₆ H ₅ COOH	821573,7052	305795,9282
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	1131,4665	434,7266
Beban Panas Cooler		517466,1
TOTAL	824226,0553	824226,0553

9. Neraca Panas Flaker (FL)

 $T_{in} = 140^{\circ}\text{C}$ $T_{out} = 40^{\circ}\text{C}$ $T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$ $T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$

Komponen	Masuk , Kkal/jam		Keluar, Kkal/jam
	Entalpi	Panas Pembekuan	
H ₂ O	529,2755	-	67,2893
C ₆ H ₅ COOH	305795,9285	-	34694,3853
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	434,7266	100631,3161	49,9990
Beban Panas FL			372579,5730
TOTAL	407391,2467		407391,2467

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi dan tata letak pabrik merupakan salah satu tahapan yang penting dalam kegiatan perancangan pabrik. Kegiatan ini bertujuan untuk mengoptimalkan hubungan antara unsure-unsur pelaksana, aliran barang, informasi, dan tata cara yang diperlukan untuk mencapai kegiatan usaha secara ekonomis dan efisien.

Lokasi pabrik dapat mempengaruhi kedudukan pabrik dalam persaingan maupun penentuan kelangsungan usahanya. Penentuan lokasi pabrik yang tepat, ekonomis dan menguntungkan tidak semudah yang diperkirakan. Lokasi yang dipilih harus dapat memberikan keuntungan untuk jangka panjang dan dapat memberikan kemungkinan untuk memperluas dan memperbesar pabrik. Lokasi pabrik yang baik akan menentukan hal-hal sebagai berikut :

- Kemampuan melayani konsumen dan langganan yang memuaskan
- Kemudahan untuk mendapatkan tenaga kerja yang diperlukan oleh pabrik
- Kemampuan untuk mendapatkan bahan baku yang cukup, berkesinambungan dan harganya sampai di tempat rendah
- Kemungkinan untuk perluasan pabrik di masa yang akan datang, ditinjau dari segi keuntungan yang dicapai maupun areal tanah pabrik

Dalam menentukan lokasi pabrik ada beberapa faktor yang perlu diperhatikan (Coulson & Richardson, 1983) yaitu :

1. Wilayah pemasaran

Jawa Timur sebagai salah satu pusat industri dengan transportasi yang memadai cukup strategis bagi arus lalu lintas baik untuk kebutuhan domestik maupun untuk ekspor maka pabrik ini didirikan dekat dengan daerah pemasaran

2. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku utama yaitu *Phthalic Anhydride* dan bahan baku tambahan *Hitec* masih diimpor dari luar negeri sehingga harus diangkut mengarungi lautan. Letak pabrik dekat dengan pelabuhan dan jalan sehingga faktor pengangkutan bisa berjalan dengan lancar.

3. Fasilitas transportasi

4. Ketersediaan tenaga kerja

Karena pabrik ini letaknya dekat dengan daerah yang sedang mengembangkan industrinya maka penyediaan tenaga kerja (*Skilled* maupun *Unskilled Labour*) dapat terpenuhi.

5. Ketersediaan utilitas (air, listrik, bahan bakar)

Penyediaan tenaga listrik dipenuhi dari PLN, sedangkan air diperoleh dari sungai brantas karena letaknya dekat.

6. Ketersediaan tanah

Struktur tanah cukup baik dan ruang untuk perluasan proses di masa mendatang cukup besar.

7. Pembuangan dan penanganan limbah

Hal ini merupakan persoalan penting karena pabrik diharuskan tidak membuang sisa-sisa yang membahayakan kesehatan. Sisa-sisa buangan sebelum dibuang diolah dulu di unit pengolahan limbah dan buangan yang tidak berbahaya dan tidak terpakai tersebut dialirkan ke sungai yang letaknya dekat pabrik.

8. Kondisi social masyarakat dan fasilitas pabrik

Fasilitas-fasilitas untuk rekreasi pegawai dan keluarganya, sekolah-sekolah, tempat-tempat ibadah dan kesehatan cukup baik.

9. Iklim

Keadaan iklim atau cuaca di daerah ini umumnya baik, tidak terjadi angin ribut, gempa bumi maupun banjir.

10. Pertimbangan politik dan strategis

Berdasarkan faktor-faktor tersebut di atas, maka lokasi pabrik Asam Benzoat yang direncanakan ini dipilih di daerah Gresik, Jawa Timur.

11. Undang-undang dan peraturan-peraturan

Faktor perundang-undangan setempat tidak merupakan persoalan karena letak pabrik ini di daerah yang memang telah disediakan oleh pemerintah daerah setempat khusus untuk pembangunan industri.

4.2 Tata letak pabrik

Penyusunan tata ruang dalam perencanaan suatu pabrik dibagi atas :

- Tata letak pabrik (*Plant Lay Out*)
- Tata letak alat (*Equipment Lay out*)

Tata letak pabrik bertujuan untuk mengatur letak peralatan, bangunan, gudang dan penyediaan jalan lalu lintas di dalam pabrik agar pabrik dapat beroperasi secara efisien dan efektif. Jadi tujuan dari tata letak pabrik adalah :

- Untuk keselamatan
- Pemeliharaan dapat dilakukan lebih mudah
- Penghematan biaya seefisien mungkin
- Karyawan dapat bekerja lebih produktif

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam tata letak ruang pabrik adalah :

1. Perluasan pabrik dan kemungkinan penambahan bangunan dimasa mendatang. Perluasan pabrik harus sudah masuk dalam perhitungan awal sebelum masalah kebutuhan tempat menjadi masalah besar dikemudian hari. Sejumlah areal khusus harus disiapkan untuk digunakan sebagai perluasan pabrik bila dimungkinkan pabrik menambah peralatan untuk menambah kapasitas atau menambah peralatan guna mengolahbahan baku sendiri.
2. Harga tanah merupakan faktor yang membatasi kemampuan penyediaan awal. Bila harga tanah tinggi, maka diperlukan efisiensi yang tinggi terhadap pemakaian ruangan. Pemakaian tempat harus disesuaikan dengan areal yang tersedia. Bila perlu ruangan harus dibuat bertingkat, sehingga dapat menghemat tempat.

3. Kualitas, kuantitas dan letak bangunan.

Kualitas, kuantitas dan letak bangunan harus memenuhi standar sebagai bangunan pabrik baik dalam arti kekuatan bangunan fisik maupun perlengkapannya, misalkan ventilasi, insulasi dan instalasi. Keteraturan penempatan bangunan akan membantu kemudahan kerja dan pemeliharaan.

4. Faktor keamanan.

Faktor yang paling penting adalah faktor keamanan. Meskipun telah dilengkapi dengan alat-alat pengaman, seperti *hydrant*, *reservoir* air yang mencukupi, penahan ledakan dan juga asuransi pabrik, faktor-faktor pencegah harus tetap disediakan misalnya tangki bahan baku, produk dan bahan bakar harus ditempatkan di areal khusus dengan jarak antar ruang yang cukup untuk tempat-tempat yang rawan akan bahaya ledakan dan kebakaran.

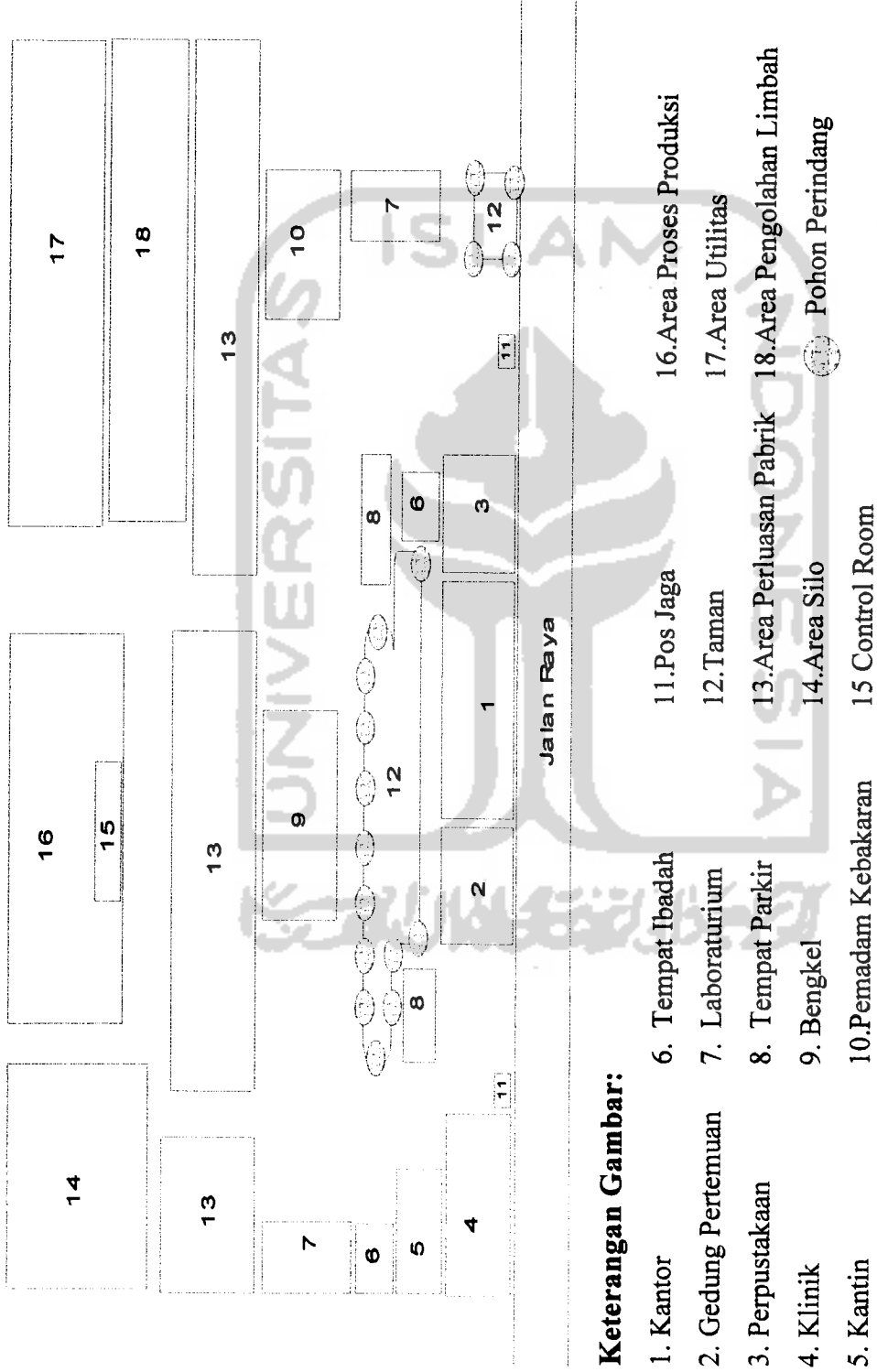
5. Fasilitas Jalan

Jalan raya untuk pengangkutan bahan baku, produk dan bahan-bahan lainnya sangat diperlukan. Penempatan jalan tidak boleh mengganggu proses atau kelancaran proses produksi.

Pabrik Asam benzoat direncanakan dibangun dengan luas tanah sekitar 22000 m² termasuk tanah untuk perluasan.

Adapun perincian dari penggunaan tanah adalah sebagai berikut:

No	Nama Bangunan	Ukuran	Luas, m ²
1	Kantor	40 x 25	1000
2	Gedung Pertemuan	20 x 25	500
3	Tempat ibadah	40 x 10	400
4	Pos Keamanan	2 (5 x 5)	50
5	Tempat parkir	2 (25 x 10)	500
6	Laboratorium	20 x 10	200
7	Kantin	10 x 10	100
8	Pemadam kebakaran	21 x 10	210
9	Bengkel	15 x 20	300
10	Poliklinik	10 x 10	100
11	Tempat proses, daerah perluasan, ruang kontrol	(100 x 80) + (50 x 40) + (80 x 65) + (10 x 10)	15300
12	Unit utilitas	50 x 20	1000
13	Gudang	15 x 20	150
14	Perumahan, daerah perluasan perumahan		1850
15	Taman, lapangan		2000
	Total		21560



Gambar 4.1. Tata Letak Pabrik

4.3 Tata Letak Alat

Untuk tata letak alat yang perlu diperhatikan adalah :

- a. Keselamatan dan kelancaran kerja para tenaga kerja dan proses

Untuk alat proses yang beroperasi pada suhu dan tekanan tinggi diletakkan terpisah dari alat proses lain dan mudah dijangkau oleh pemadam kebakaran sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya.

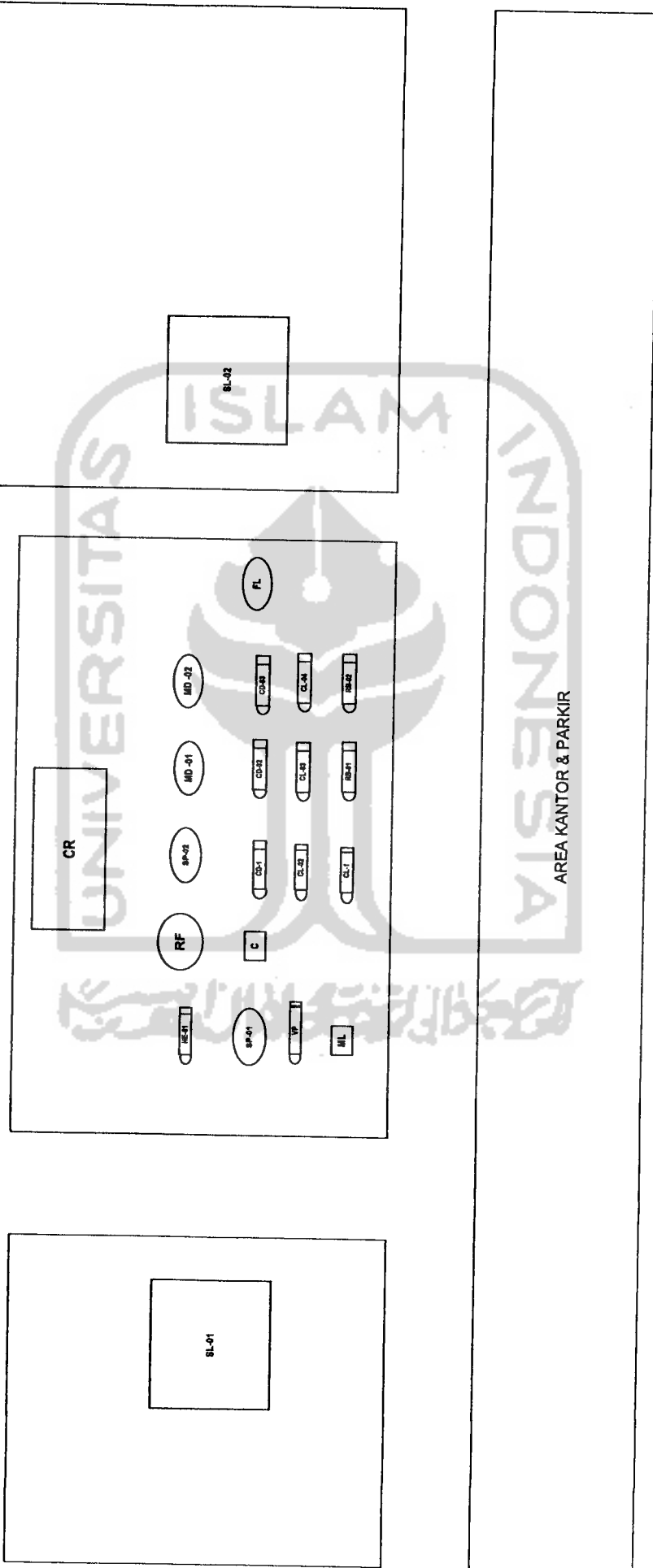
- b. Lalu lintas manusia

Setiap peralatan harus diletakkan pada tempat yang cukup, artinya tidak terlalu besar atau terlalu sempit sehingga dapat mempermudah pemeriksaan alat-alat, perbaikan alat dan pemindahan alat-alat serta menjamin keselamatan kerja.

Penentuan tata letak alat juga diusahakan agar penyusunan peralatan proses alat satu dengan yang lainnya harus berurutan sesuai dengan urutan kerja dan fungsinya. Namun demikian perlu diperhatikan sifat dan kondisi operasi masing-masing alat tersebut.

Pengaturan alat control dilakukan di dalam ruang kendali (*control room*). Untuk ruangan kantor dan lainnya didirikan di areal yang berdekatan dengan lokasi proses agar semua kegiatan pabrik dapat terkontrol dengan cepat.

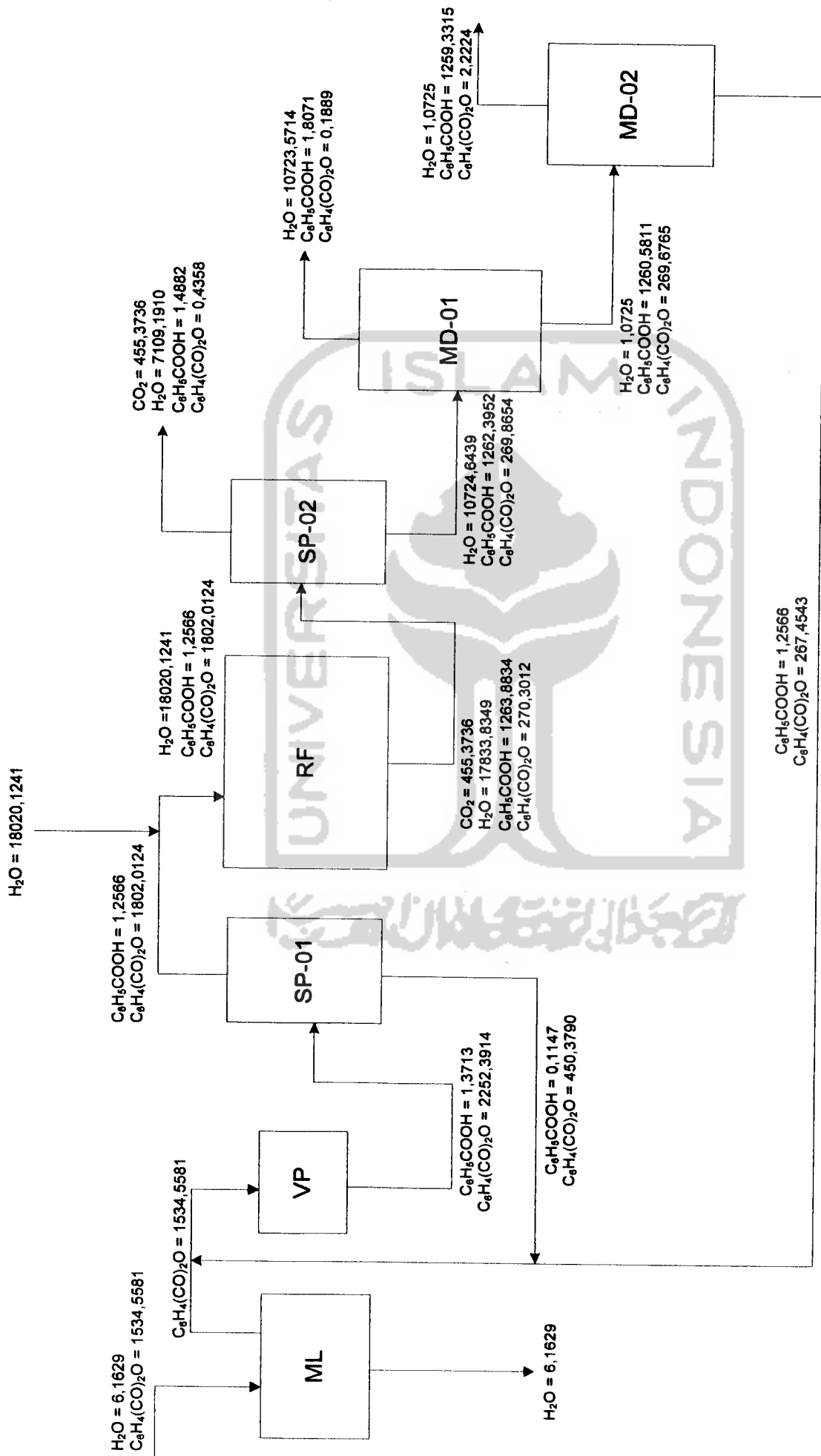
AREA UTILITAS & PENGOLAHAN LIMBAH



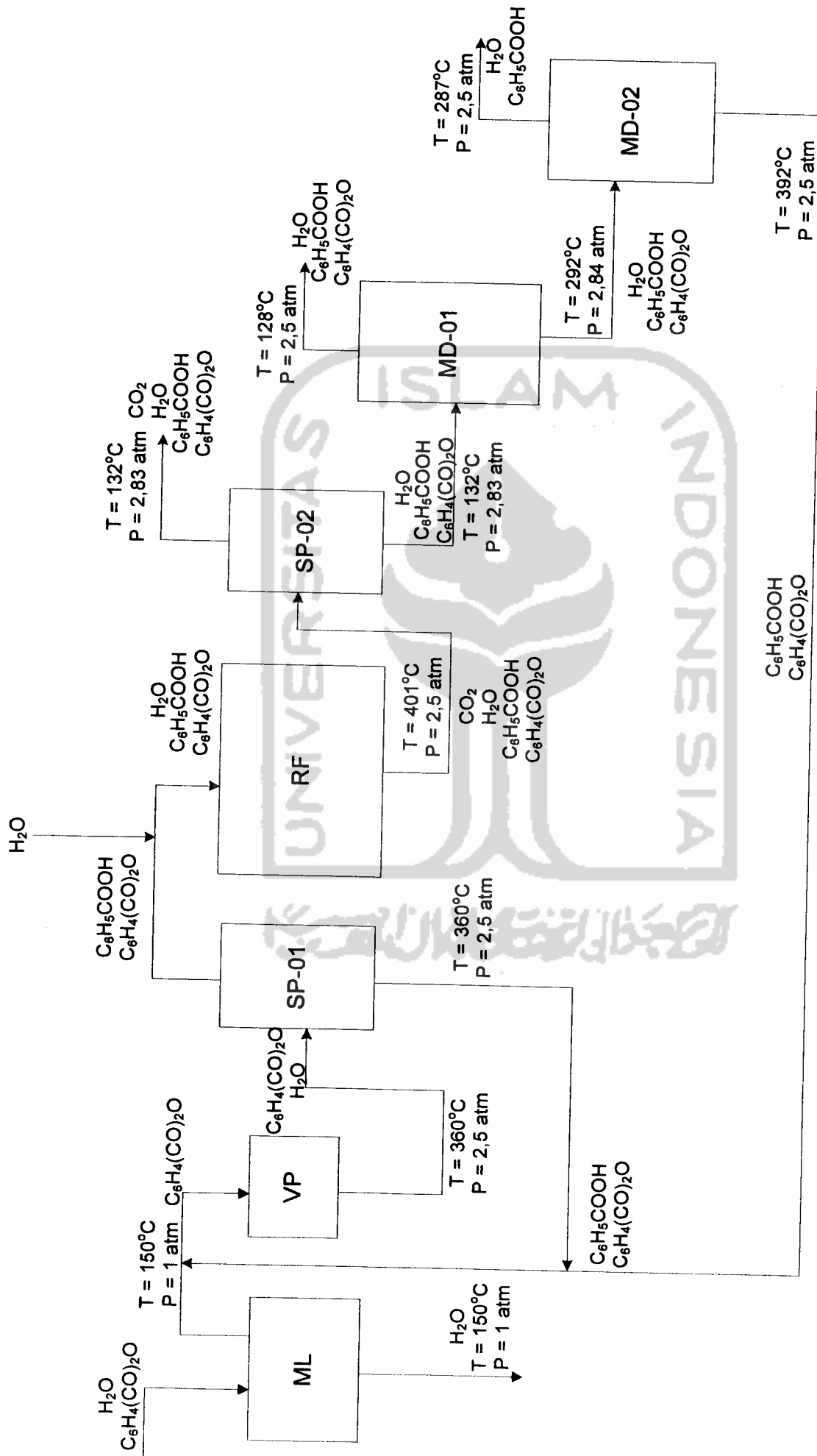
SKALA 1 : 300

Gambar 4.2 Tata Letak Alat Proses

- KETERANGAN :
- SL : SILO
 - HE : HEATER
 - C : COMPRESSOR
 - SP : SEPARATOR
 - VP : VAPORIZER
 - RF : REAKTOR
 - CL : COOLER
 - CD : CONDENSER
 - RB : REBOILER
 - FL : FLAKER
 - MD : MENARA DESTILASI
 - CR : CONTROL ROOM



Gambar 4.3. Diagram Alir Kuantitatif (kg/jam)



Gambar 4.4. Diagram Alir Kualitas

4.5 Organisasi Perusahaan

4.5.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik Asam Benzoat direncanakan :

- Bentuk : Perseroan Terbatas (PT)
- Lokasi Perusahaan : Gresik, Jawa Timur
- Kapasitas : 10.000 ton/tahun

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan (PT) adalah didasarkan atas beberapa faktor sebagai berikut:

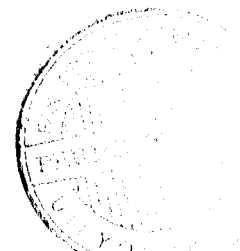
1. Mudah mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan.
4. Efisiensi dari manajemen

Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur yang cukup cakap dan berpengalaman.

5. Lapangan usaha lebih luas

Suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

6. Merupakan badan usaha yang memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi.



7. Mudah mendapatkan kredit dari Bank dengan jaminan perusahaan yang ada.
8. Mudah bergerak di pasar modal.

4.5.2 Struktur Organisasi

Sistem organisasi yang direncanakan yaitu Sistem *Line and Staff*. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis dan ada pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini, yaitu:

1. Sebagai garis atau lini yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugas sesuai dengan keahliannya, dalam hal ini berfungsi untuk memberi saran-saran kepada unit operasional.

Dewan komisaris mewakili para pemegang saham dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya. Tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang direktur yang dibantu oleh manajer produksi dan manajer umum. Manajer produksi membawahi bagian teknik dan operasi. Manajer umum membawahi kelancaran pelayanan dan pemasaran. Manajer membawahi kepala bagian dan kepala bagian akan membawahi kepala seksi. Kepala seksi ini akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan.

Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang ahli dibidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut:

- ❖ Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab, wewenang, dan lain-lain.
- ❖ Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
- ❖ Penempatan pegawai yang lebih tepat.
- ❖ Penyusunan program pengembangan manajemen.
- ❖ Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

4.5.3. TUGAS DAN WEWENANG

4.5.3.1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut.

Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk Perseroan Terbatas (PT) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang berwenang untuk:

1. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris.
2. Mengangkat dan memberhentikan direktur.

3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

4.5.3.2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari daripada pemilik saham, sehingga Dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham.

Tugas dewan komisaris meliputi:

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya pemasaran.
2. Mengawasi tugas-tugas direktur.
3. Membantu direktur dalam tugas-tugas yang penting.

4.5.3.3. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur bertanggung jawab kepada Dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur membawahi manajer produksi serta manajer umum.

Tugas direktur antara lain:

1. Melaksanakan kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya kepada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.

2. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan Rapat Pemegang Saham.
4. Mengkoordinir kerjasama dengan manajer produksi serta manajer umum.

4.5.3.4. Manajer

Membantu direktur di dalam pelaksanaan operasional perusahaan dan bertanggung jawab kepada direktur. Disini terdapat beberapa manajer antara lain :

a. Manajer Produksi, tugasnya :

- Bertanggung jawab kepada direktur dalam bidang operasi dan teknik.
- Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kerja kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

b. Manajer Umum, tugasnya :

- Bertanggung jawab kepada direktur dalam bidang keuangan, pelayanan umum dan pemasaran.
- Mengkoordinasi, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan kerja kepala-kepala dagian yang menjadi bawahannya.

4.5.3.5. Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan.

Kepala bagian terdiri dari:

a. *Kepala Bagian Operasi*

Bertanggung jawab kepada manajer produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksinya.

Kepala bagian operasi membawahi:

1. *Supervisor Utilitas*

Memimpin dan mengkoordinir pelaksanaan operasional dalam pengadaan utilitas, tenaga, dan instrumentasi. Bertanggung jawab kepada manajer atas hal-hal yang dilakukan bawahannya dalam menjalankan tugasnya masing-masing.

2. *Supervisor Produksi*

- ❖ Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.
- ❖ Mengawasi jalannya proses dan produksi.
- ❖ Bertanggung jawab atas ketersediaan sarana utilitas untuk menunjang kelancaran proses produksi.

3. Seksi Laboratorium

- ❖ Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu.
- ❖ Mengawasi dan menganalisa produk.
- ❖ Mengawasi kualitas buangan pabrik.

b. Kepala Bagian Teknik

Kepala bagian teknik bertanggung jawab kepada manajer produksi.

Tugas Kepala Bagian Teknik antara lain:

- ❖ Bertanggung jawab kepada manajer produksi dalam bidang peralatan, proses dan utilitas.
- ❖ Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala Bagian Teknik membawahi:

1. Seksi Pemeliharaan Peralatan

- ❖ Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.
- ❖ Memperbaiki peralatan pabrik

2. Seksi Pengadaan Peralatan

- ❖ Merencanakan penggantian alat.
- ❖ Menentukan spesifikasi peralatan pengganti / peralatan baru yang akan digunakan.

c. Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan

Bertanggung jawab kepada manajer produksi dalam bidang K3 dan pengolahan limbah.

Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan membawahi:

1. Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja.

- ❖ Melaksanakan dan mengatur segala hal untuk menciptakan keselamatan dan kesehatan kerja yang memadai dalam perusahaan.
- ❖ Menyelenggarakan pelayanan kesehatan terhadap karyawan terutama di poliklinik
- ❖ Melakukan tindakan awal pencegahan bahaya lebih lanjut terhadap kejadian kecelakaan kerja.
- ❖ Menciptakan suasana aman di lingkungan pabrik serta penyediaan alat-alat keselamatan kerja.

2. Seksi Pengolahan Limbah.

- ❖ Memantau pengolahan limbah yang dihasilkan di seluruh pabrik
- ❖ Memantau kadar limbah buangan agar sesuai dengan baku mutu lingkungan.

d. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Bertanggung jawab kepada manajer produksi dalam bidang penelitian dan pengembangan perusahaan.

Kepala Bagian Litbang membawahi :

1. Seksi Penelitian

Melakukan penelitian untuk peningkatan efisiensi dan efektivitas proses produksi serta peningkatan kualitas produk

2. Seksi Pengembangan

Merencanakan kemungkinan pengembangan yang dapat dilakukan perusahaan baik dari segi kapasitas, keperluan perancangan, pengembangan pabrik maupun dalam struktur organisasi perusahaan.

e. Kepala Bagian Pemasaran

Kepala Bagian Pemasaran bertanggung jawab kepada manajer umum dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala Bagian Pemasaran membawahi:

1. Seksi Pembelian

- ❖ Merencanakan besarnya kebutuhan bahan baku dan bahan pembantu yang akan dibeli.
- ❖ Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan.
- ❖ Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

2. Seksi pemasaran

- ❖ Merencanakan strategi penjualan hasil produksi.
- ❖ Mengatur distribusi barang dari gudang.

f. Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Kepala bagian keuangan bertanggung jawab kepada manajer umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala Bagian Keuangan membawahi:

1. Seksi Administrasi

Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah pajak

2. Seksi Kas

- ❖ Mengadakan perhitungan tentang gaji dan intensif karyawan.
- ❖ Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat prediksi keuangan masa depan.

g. *Kepala Bagian Personalia dan Umum*

Kepala bagian umum bertanggung jawab kepada manajer umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala bagian umum membawahi:

1. Seksi Personalia

- ❖ Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
- ❖ Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis
- ❖ Melaksanakan hal-hal yang berhubungan

2. Seksi Humas

Mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

3. Seksi Keamanan

- ❖ Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan.
- ❖ Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun bukan kedalam lingkungan perusahaan.
- ❖ Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

4.5.3.6. Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bidangnya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing agar diperoleh hasil yang maksimal dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagiannya masing-masing sesuai dengan seksinya.

4.5.4. Status Karyawan dan Sistem Penggajian

Pada pabrik Asam Benzoat ini, sistem penggajian karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian.

Menurut statusnya karyawan dibagi menjadi 3 golongan sebagai berikut:

1. Karyawan Tetap

Adalah karyawan yang telah memenuhi syarat-syarat yang ditentukan, diterima, dipekerjakan dan mendapat balas jasa serta terikat dalam hubungan kerja dengan perusahaan untuk jangka waktu yang tidak terbatas.

2. Karyawan Harian

Adalah karyawan yang terikat pada hubungan kerja dengan perusahaan dalam jangka waktu yang terbatas, hubungan kerja diatur dalam suatu perjanjian, dengan berpedoman pada Peraturan Menteri Tenaga Kerja No. PER 02/MEN/1993. Hak-hak karyawan kontrak dapat disesuaikan dengan kondisi dan dituangkan dalam kontak tersebut.

3. Karyawan Borongan

Adalah karyawan yang terikat pada hubungan kerja dengan perusahaan atas dasar pekerjaan harian yang bersifat insidental / sewaktu-waktu dan tidak terus-menerus, maksimal selama 3 bulan disesuaikan dengan kondisi dan dituangkan di dalam kontrak yang dimaksud.

4.5.5. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik Asam Benzoat beroperasi 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam perhari. Sisa hari yang lain dapat digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan shutdown. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam 2 golongan, yaitu:

1. Karyawan Non-Shift

Karyawan non-shif adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Termasuk karyawan non-shif yaitu manajer, staf ahli, kepala bagian, kepala seksi, bagian pemasaran, bagian administrasi, personalia dan umum. Karyawan non shif dalam satu minggu akan bekerja selama 6 hari dengan pembagian kerja sebagai berikut;

Jam Kerja:

Hari Senin-Jumat : Jam 08.00 – 17.00

dengan waktu istirahat 12.00 – 13.00

Hari Sabtu, Minggu dan hari besar semua karyawan non shift libur.

2. Karyawan Shif / Ploog

Karyawan Shif adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelacaran produksi. Yang termasuk karyawan shif antara lain operator produksi, sebagian seksi proses, sebagian seksi laboratorium, sebagian seksi pemeliharaan, sebagian seksi utilitas, sebagian karyawan K3 dan lingkungan serta seksi keamanan. Para karyawan shift akan bekerja bergantian sehari semalam, dengan pengaturan sebagai berikut:

Karyawan produksi dan teknik:

1. Shift Pagi : jam 07.00 – 15.00
2. Shift Siang : jam 15.00 – 23.00
3. Shift Malam : jam 23.00 – 07.00

Karyawan Keamanan :

1. Shift Pagi : jam 06.00 – 14.00
2. Shift Siang : jam 14.00 – 22.00
3. Shift Malam : jam 22.00 – 06.00

Untuk karyawan shift ini dibagi dalam 4 regu dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap-tiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya.

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan karyawannya. Untuk itu kepada seluruh karyawan diberlakukan presensi dan masalah absensi ini akan digunakan pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam mengembangkan karier para karyawan dalam perusahaan.

4.5.6. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan, dan Gaji

4.5.6.1 Jabatan Dan Prasyarat

Tabel 4.1 Jabatan & Prasyarat

Jabatan	Prasyarat
Direktur	Sarjana Teknik Kimia
Manajer Produksi	Sarjana Teknik Kimia
Manajer Umum	Sarjana Ekonomi
Sekretaris	Akedemi Sekretaris
Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Bagian Personalia dan Umum	Sarjana Psikologi
Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi
Kepala Bagian Administrasi & Keuangan	Sarjana Ekonomi
Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin
Kepala Bagian K3	Sarjana Teknik Lingkungan
Kepala Bagian Litbang	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Seksi Personalia	Sarjana Psikologi
Kepala Seksi Humas	Sarjana Komunikasi
Kepala Seksi Keamanan	Sarjana Muda / DIII
Kepala Seksi Pemasaran	Sarjana Ekonomi

Lanjutan Tabel 4.1 Jabatan dan Prasyarat

Jabatan	Prasarat
Kepala Seksi Administrasi	Sarjana Administrasi Negara
Kepala Seksi Kas	Sarjana Ekonomi
Kepala Seksi Laboratorium	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Seksi Pemeliharaan	Sarjana Teknik Mesin
Kepala Seksi Pengadaan	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Seksi K3	Sarjana Teknik Lingkungan
Kepala Seksi Pengolahan Limbah	Sarjana Teknik Lingkungan
Kepala Seksi Penelitian	Sarjana Kimia
Kepala Seksi Pengembangan	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Seksi Pembelian	Sarjana Teknik Kimia
Supervisor Utilitas	Sarjana Teknik Kimia
Supervisor Produksi	Sarjana Teknik Kimia
Karyawan Personalia	Sarjana Muda / DIII
Karyawan Humas	Sarjana Muda / DIII
Karyawan Keuangan / kas	Sarjana Muda / DIII
Karyawan Administrasi	Sarjana Muda / DIII
Karyawan Pemasaran	Sarjana Muda / DIII
Karyawan Pembelian	Sarjana Muda / DIII
Karyawan Pengembangan	Sarjana Muda / DIII
Karyawan Penelitian	Sarjana Muda / DIII
Karyawan Pengolahan Limbah	Sarjana Muda / DIII
Karyawan K3	Sarjana Muda / DIII
Karyawan Pengadaan Alat	Sarjana Muda / DIII
Karyawan Pemeliharaan Alat	Sarjana Muda / DIII
Karyawan Laboratorium	Sarjana Muda / DIII

Lanjutan Tabel 4.1 Jabatan dan Prasyarat

Jabatan	Prasyarat
Medis	Dokter
Paramedis	Akademi Keperawatan
Satpam	SMU Sederajat
Sopir	SMP / SMU
Pesuruh	SMP / SMU
Clening Service	SMP / SMU

a. Perincian Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan harus disesuaikan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselesaikan secara baik dan efisien. Penentuan jumlah karyawan dapat dilakukan dengan melihat jenis proses ataupun jumlah unit proses yang ada. Penentuan jumlah karyawan proses dapat digambarkan sebagai berikut :

Tabel 4.2 Jumlah Karyawan

No	Jabatan	Jumlah
1.	Direktur	1
2.	Manajer Produksi	1
3.	Manajer Umum	1
4.	Sekretaris	3
5.	Kepala Bagian Produksi	1
6.	Kepala Bagian Personalia dan Umum	1
7.	Kepala Bagian Pemasaran	1
8.	Kepala Bagian Administrasi & Keuangan	1
9.	Kepala Bagian Teknik	1

Lanjutan Tabel 4.2 Jumlah Karyawan

No	Jabatan	Jumlah
10.	Kepala Bagian K3	1
11.	Kepala Bagian Litbang	1
12.	Kepala Seksi Personalia	1
13.	Kepala Seksi Humas	1
14.	Kepala Seksi Keamanan	1
15.	Kepala Seksi Pemasaran	1
16.	Kepala Seksi Administrasi	1
17.	Kepala Seksi Kas	1
18.	Kepala Seksi Laboratorium	1
19.	Kepala Seksi Pemeliharaan	1
20.	Kepala Seksi Pengadaan	1
21.	Kepala Seksi K3	1
22.	Kepala Seksi Pengolahan Limbah	1
23.	Kepala Seksi Penelitian	1
24.	Kepala Seksi Pengembangan	1
25.	Kepala Seksi Pembelian	1
26.	Supervisor Utilitas	4
27.	Supervisor Produksi	4
28.	Karyawan Personalia	4
29.	Karyawan Humas	4
30.	Karyawan Keuangan / kas	2
31.	Karyawan Administrasi	2
32.	Karyawan Pemasaran	4
33.	Karyawan Pembelian	2
34.	Karyawan Pengembangan	4
35.	Karyawan Penelitian	3

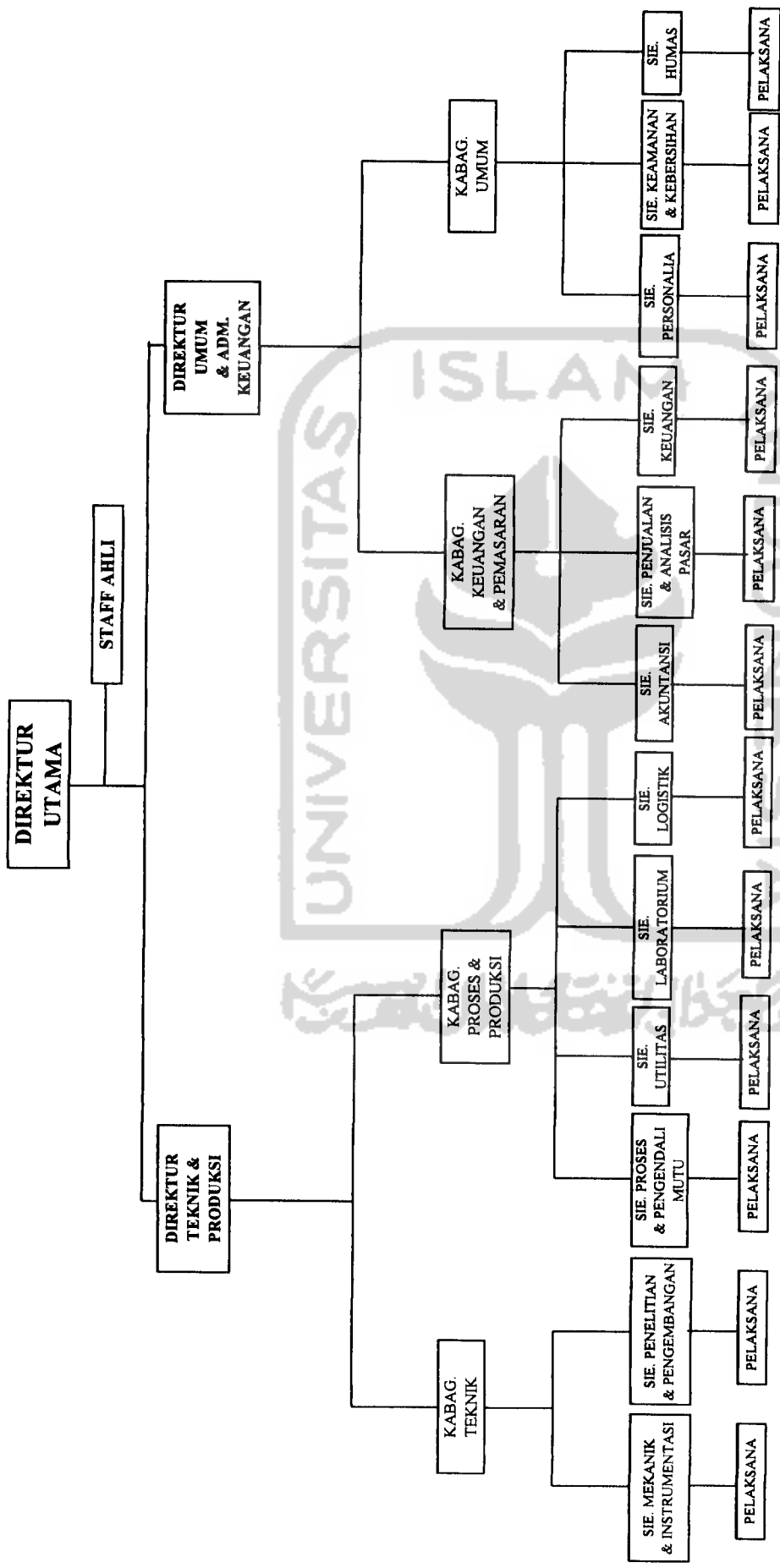
Lanjutan Tabel 4.2 Jumlah Karyawan

No	Jabatan	Jumlah
36.	Karyawan Pengolahan Limbah	4
37.	Karyawan K3	6
38.	Karyawan Pengadaan Alat	4
42.	Paramedis	5
43.	Satpam	12
44.	Sopir	4
45.	Pesuruh	4
46.	Clening Service	4
	Total	152

b. Penggolongan dan gaji

Tabel 4.3 Penggolongan Gaji Menurut Jabatan

No.	Jabatan	Gaji Perbulan
1.	Direktur	Rp 30.000.000,00
2.	Manajer	Rp 20.000.000,00
3.	Kepala Bagian	Rp 15.000.000,00
4.	Kepala Staf	Rp 10.000.000,00
5.	Sekretaris	Rp 3000.000,00
6.	Medis	Rp 2.000.000,00
7.	Paramedis	Rp 1500.000,00
8.	Karyawan Staf	Rp 1500.000,00
9.	Satpam	Rp 1000.000,00
10.	Sopir	Rp 900.000,00
11.	Pesuruh & CleaningService	Rp 800.000,00



Gambar 4.5 Struktur Organisasi

4.5.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain berupa:

1. Tunjangan

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

2. Cuti

- a) Cuti tahunan yang diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.
- b) Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

3. Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

4. Pengobatan

- a) Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kerja tanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.

- b) Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

5. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)

ASTEK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawan lebih dari 10 orang dengan gaji karyawan Rp. 1.000.000,00 perbulan.

Fasilitas untuk kemudahan bagi karyawan dalam melaksanakan aktivitas selama di pabrik antara lain:

1. Penyediaan mobil dan bus untuk transportasi antar jemput karyawan.
2. Kantin, untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan terutama makan siang.
3. Sarana peribadatan seperti masjid.
4. Pakaian seragam kerja dan peralatan-peralatan keamanan seperti *safety helmet, safety shoes* dan kacamata serta tersedia pula alat-alat keamanan lain seperti masker, *ear plug*, sarung tangan tahan api.
5. Fasilitas kesehatan seperti tersedianya poliklinik yang dilengkapi dengan tenaga medis dan paramedis.

4.6 Utilitas

Utilitas adalah unit penunjang proses dalam suatu industri, kebutuhan suatu utilitas sejalan dengan kebutuhan energi untuk proses operasi. Terjaminnya pengadaan utilitas untuk proses operasi merupakan pertimbangan utama dalam perencanaan suatu instalasi utilitas *plant*. Utilitas yang diperlukan didalam pabrik Asam Benzoat adalah : kebutuhan air, kukus, listrik, dan bahan bakar.

4.6.1 Kebutuhan Air

Kebutuhan air meliputi:

1. Air pendingin
2. Air umpan *boiler*
3. Air rumah tangga perusahaan
4. Air utility (*Utility Water*)
5. Air pemadam kebakaran

1. Kebutuhan air pendingin

Kebutuhan akan air pendingin dapat diperkirakan dari :

Alat Proses	Masa Air Pendingin, Kg/Jam
Flaker	28538,6380
Condenser -01	3972,8240
Condenser-02	46411,3548
Cooler -04	12189,1460
Total	127111,9620

Kebutuhan air pendingin = 127111,9620 kg/jam dicukupi dengan air yang telah dimanfaatkan sebagai media pendingin yang kemudian disirkulasikan kembali di *Cooling tower*.

2. Air umpan boiler

Air umpan boiler diperlukan untuk alat-alat proses yang membutuhkan steam, sehingga kebutuhannya dapat diperkirakan :

Alat proses	Massa <i>Steam</i> . Kg/Jam
Reaktor	552,5088
Melter	18020,1241
Total	18572,6262

Kebutuhan air pembangkit steam sebesar 18572,6262 kg/j disirkulasi kembali, dimana panas yang dibutuhkan untuk membangkitkan steam = 42489908,4479 kkal/jam.

3. Kebutuhan air rumah tangga perusahaan

Air rumah tangga perusahaan digunakan untuk keperluan kegiatan di kantor, pabrik, kantin, laboratorium, perumahan dan lain-lain.

4. Kebutuhan Air Utilitas

Air utilitas digunakan untuk keperluan selain diatas, yaitu untuk pembersihan lingkungan dan pembersihan alat-alat yang memerlukan.

5. Air Pemadam Kebakaran (*Fire-Water*)

Air pemadam kebakaran dialirkan melalui hidran yang ditempatkan pada tempat-tempat tertentu yang dilengkapi dengan pompa bertekanan tinggi. Air untuk keperluan ini diambil dari bak air yang berasal dari air limbah yang telah diproses terlebih dahulu agar dapat digunakan kembali.



4.6.2 Proses Pengolahan Air

Air dari sungai dialirkan ke dalam bak pengendap yang terletak didekat sungai melalui pipa yang pada inletnya dipasang kisi-kisi untuk menyaring kotoran-kotoran berukuran besar. Dari bak pengendap air dialirkan menuju unit utilitas masuk ke bak penampung kemudian dipompa ke tangki pencampur (tangki flokulator) untuk dicampur dengan tawas, kapur, dan *ferrosulfat* sebagai koagulan *agent* sehingga terbentuk inti koagulasi. Selanjutnya air dialirkan ke tangki penjernih (*clarifier*) untuk mengendapkan dan memisahkan endapan, kemudian air dialirkan ke penyaring pasir (*sand filter*). Air bersih yang diperoleh ditampung dalam bak air bersih untuk selanjutnya dibagi ke unit pelunakan air, unit pendingin, serta sebagai air keperluan kantor dan rumah tangga.

Untuk dapat memenuhi kebutuhan air umpan *boiler* sebagai pembangkit *steam*, air bersih dari bak penampung harus terlebih dahulu diberi perlakuan di unit pelunakan air. Air bersih dialirkan ke dalam tangki penukar ion (*ion exchanger*) untuk dihilangkan ion-ion yang ada dalam air penyebab kesadahan, selanjutnya air lunak yang didapat diumpankan ke deaerator untuk menghilangkan gas-gas seperti O_2 dan CO_2 . Air bebas mineral dan bebas gas-gas ini kemudian ditampung dalam tangki penampung untuk diumpankan menuju *boiler* menjadi *steam* untuk keperluan proses produksi.

Untuk pendingin, air dari bak penampung air bersih diumpankan ke *Cooling Tower* dengan media pendinginnya adalah udara.

4.6.3 Unit Pelunakan Air

Unit pelunakan air ini berfungsi untuk menghasilkan air proses yang bebas mineral sebagai umpan *boiler (boiler feed water)*. Adapun caranya dengan menghilangkan kesadahan air (*total hardness*) yang disebabkan oleh garam-garam mineral (*kation/anion*) yang terkandung dalam air bersih (*feed water*) yang dapat menimbulkan kerak pada alat-alat proses dan boiler.

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut:

- ❖ Zat – zat yang dapat menyebabkan korosi.

Korosi yang terjadi di dalam *boiler* disebabkan karena air mengandung larutan – larutan asam dan gas – gas terlarut, seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 .

- ❖ Zat yang menyebabkan kerak (*scale forming*).

Pembentukan kerak disebabkan karena adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam – garam karbohidrat dan silikat.

- ❖ Zat yang dapat menyebabkan *foaming*.

Air yang diambil dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik, anorganik dan zat-zat yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusukan terjadi pada alkalinitas tinggi.

4.6.4 Pembangkit Uap Air/Steam

Kebutuhan steam untuk keperluan produksi pabrik Asam Benzoat disediakan oleh unit pembangkit uap air/steam, digunakan alat *water tube boiler* yang akan mengolah air lunak (*demineral water*) dari unit pelunakan

air menjadi *steam* jenuh (*saturated steam*) dan *steam* lewat jenuh (*superheated steam*).

4.6.5 Unit Air Pendingin

Kebutuhan air pendingin untuk keperluan proses produksi pada pabrik Asam Benzoat yang disediakan oleh unit air pendingin, banyaknya make up air pendingin adalah 12711,9620 kg/jam.

Pada umumnya dipergunakan air sebagai media pendingin adalah karena faktor-faktor berikut:

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah yang besar.
- b. Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya.
- c. Dapat menyerap sejumlah panas persatuan volume yang tinggi.
- d. Tidak terdekompisisi

Hal-hal yang perlu diperhatikan pada air pendingin:

- a. Kesadahan (*hardness*), yang dapat menyebabkan kerak.
- b. Besi, yang dapat menimbulkan korosi.
- c. Minyak, yang merupakan penyebab terganggunya *film corrotion inhibitor*, menurunkan *heat transfer coefficient*, dapat menjadi makanan mikroba sehingga menimbulkan endapan

4.6.6 Unit Pengolahan Limbah

Unit pengolahan limbah berfungsi untuk mengolah limbah yang dihasilkan dari seluruh area pabrik, sehingga air buangan pabrik tidak mencemari lingkungan.

Limbah yang dihasilkan oleh pabrik asam benzoat antara lain air sisa proses. Air buangan dari unit proses dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dalam lumpur aktif, aerasi, dan injeksi chlorin yang berfungsi membunuh mikroorganisme yang menimbulkan penyakit. Sedangkan untuk limbah gas, dibuat cerobong yang tinggi supaya limbah gas langsung terbawa keatas bersama udara sehingga tidak mencemari lingkungan

4.6.7 Unit Pembangkit Tenaga Listrik

Unit ini berfungsi sebagai tenaga penggerak peralatan proses maupun untuk penerangan. Listrik disuplai dari PLN dan dari generator sebagai cadangan listrik bila listrik dari PLN mengalami gangguan.

Pada perancangan pabrik asam benzoat kebutuhan tenaga listrik dipenuhi dari PLN dan generator.

Kebutuhan listrik total sebesar 1342,6471 kW meliputi:

- Penggerak motor didalam proses = 34,5 Hp
- Penggerak motor didalam utilitas = 1225,0541 Hp
- Peralatan, penerangan dan AC = 97,08 kW

4.6.8 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Berfungsi menyediakan bahan bakar untuk boiler dan generator. Jenis generator yang digunakan adalah generator diesel dengan kapasitas 2200 kW, 220V. Jumlah generator yang digunakan 1 buah. Bahan bakar yang digunakan yaitu solar dengan spesifikasi sebagai berikut:

- Jenis bahan bakar : Minyak diesel oil dengan NHV

- *Heating value* : 145.100 Btu/gal
- Efisiensi bakar : 70%
- ρ Minyak diesel oil : 0,844 kg/lit
- μ Minyak diesel oil : 5,8 cp

Kebutuhan bahan bakar pada pabrik Asam Benzoat antara lain sebagai zat pemanas pada boiler, bahan bakar yang digunakan adalah fuel oil. Sedangkan untuk generator digunakan bahan bakar diesel oil.

4.6.9 Spesifikasi Alat Utilitas

1. Bak Pengendap (BU-01)

Tugas : Menampung dan menyediakan air sungai untuk diolah serta mengendapkan kotoran dan lumpur kasar.

Volume tangki : 87,99 m³

Jenis : Bak Pengendap Persegi Panjang

Jumlah : 1 buah

Bahan : Beton cor

Waktu tinggal : 4 jam

Dimensi bak

Panjang : 7,65 m

Lebar : 3.83 m

Tinggi : 3 m

Harga : Rp 15791720,-

2. Tangki Flokulator (TFU-01)

Tugas	: Mencampur air dengan tawas, <i>lime</i> dan <i>ferrosulfat</i> dengan pengadukan lambat sehingga terbentuk gumpalan yang mudah dipisahkan sebanyak 18330,9595 kg/jam
Jenis	: Tangki Silinder Tegak
Volume tangki	: 5,38 m ³
Waktu pengendapan	: 0,25 jam
Jumlah	: 1 unit
Bahan	: <i>Stainless Stell</i>
Dimensi tangki	
Diameter	: 1,51 m
Tinggi	: 3,11 m
Jenis pengaduk	: <i>Axial turbine 4 blade</i>
Power Pengaduk	: 2 Hp
Harga	: US\$ 23454

3. Clarifier (CLU-01)

Tugas	: Menampung sementara air yang mengalami fluktuasi dan memisahkan flok dan air sebanyak 18330,9595 kg/jam.
Jenis	: Bak berbentuk conis
Volume tangki	: 146,65 m ³
Waktu tinggal	: 8 jam

Jumlah : 1 buah
 Bahan : *Stainless Stell*

Dimensi Clarifier

Diameter : 6,84 m
 Lebar : 3,42 m
 Tinggi : 0,86 m
 Harga : \$ 150239

4. Tangki Saringan Pasir (SPU-01)

Tugas : Menyaring koloid-koloid yang lolos dari
clarifier.
 Jenis : Tangki Silinder Vertikal
 Volume tangki : 3,67m³
 Jumlah : 1 buah
 Bahan : *Stainless Stell*
 Diameter : 0.62 m
 Tinggi : 12,22 m
 Harga : US\$ 25916

5. Bak Penampung Air Bersih (TU-03)

Tugas : Menampung air bersih yang berasal dari
 saringan pasir untuk didistribusikan
 ke tempat yang memerlukan.

Volume tangki : 263,84 m³

Jenis : Bak Empat Persegi Panjang

Jumlah : 1 buah

Bahan : Beton cor

Waktu tinggal : 12 jam

Dimensi bak

Lebar : 6,63 m

Panjang : 13,27 m

Tinggi : 3 m

Harga : Rp 47375160,-

6. Tangki Larutan Tawas

Tugas : Membuat larutan tawas untuk menjernihkan air .

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume tangki : 0.74 m³

Diameter : 0,69 m

Tinggi : 1,57 m

Harga : US\$ 9914

7. Tangki *Ferrosulfat*

Tugas : Tempat menyimpan larutan ferrosulfat yang nantinya dialirkan kedalam tangki flokulator.

Jenis : Tangki Silinder Tegak.

Jumlah : 1 buah

Waktu	: 1 jam
Volume tangki	: 2.22 m ³
Diameter	: 1,12 m
Tinggi	: 2,24 m
Harga	: US\$ 17180

8. Tangki Lime (Kapur)

Tugas	: Tempat menyimpan larutan kapur yang nantinya dialirkan kedalam tangki flokulator.
Jenis	: Tangki Silinder Tegak.
Jumlah	: 1 buah
Waktu	: 1 jam
Volume tangki	: 2.22 m ³
Diameter	: 1,12 m
Tinggi	: 2,24 m
Harga	: US\$ 17180

9. Bak Penampung Air Rumah Tangga dan Kantor

Tugas	: Menampung air kebutuhan rumah tangga dan kantor dari bak air bersih.
Jenis	: Tangki silinder vertikal
Jumlah	: 1 buah
Volume tangki	: 90,12m ³
Bahan	: Beton cor

Dimensi tangki

Tinggi : 5,17 m

Diameter : 9.80 m

Harga : Rp 10814370,-

10. Tangki Larutan Kaporit

Tugas : Membuat larutan desinfektan dari bahan kaporit untuk air yang digunakan dikantor dan rumah tangga.

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume tangki : 0.74 m³

Diameter : 0,69 m

Tinggi : 1,57 m

Harga : US\$ 9914

11. Cooling Tower (CT – 01)

Fungsi : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah dipergunakan untuk disirkulasi kembali sebanyak 12711,1962 kg/jam dari suhu 35⁰C menjadi 40 ⁰C.

Jenis : *Cooling tower deck tower*

Jumlah : 1 buah

Group Area : 39,97 ft²

Tinggi : 26,24 ft

Harga : US\$ 1356

12. Kation Exchanger (KE-01)

Tugas : Menghilangkan kesadahan air yang oleh kation-kation seperti Ca dan Mg.

Jenis : Silinder tegak yang berisi tumpukkan butir-butir resin penukar ion

Jumlah : 2 buah

Bahan : Baja *carbon SA-283 Grade D*

Tinggi : 1,44 m

Resi : jenis C-300

Kapasitas resin : 10 kg/ft³

Volume resin : 0,07 ft³

Tinggi bed resin : 0,002 m

Harga : \$ 82595

13. Tangki Larutan H₂SO₄

Tugas : Membuat larutan H₂SO₄ jenuh yang digunakan untuk meregenerasi *kation exchanger*.

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume tangki : 0,0087 m³

Diameter : 0,18 m

Tinggi : 0,35 m

Harga : US\$ 737

14. Anion Exchanger (AE-01)

Tugas : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh anion Cl, SO₄, NO₃

Jenis : Silinder tegak yang berisi tumpukkan butir-butir resin penukar ion.

Bahan : Baja carbon SA-283 Grade D

Tinggi : 1,44 m

Resin : jenis C-300

Kapasitas resin : 10 kg/ft³

Volume resin : 0,07 ft³

Tinggi bed resin : 0,002 m

Harga : \$ 82595

Jumlah : 2 buah

15. Tangki Pelarut NaOH

Tugas : Membuat larutan NaOH yang digunakan untuk meregenerasi *anion exchanger*.

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume tangki : 0,0087 m³

Diameter : 0,18 m

Tinggi : 0,35 m

Harga : US\$ 737

16. Tangki Dearator

Fungsi : Membebaskan gas CO_2 dan O_2 dari air yang telah dilunakkan dalam anion dan kation exchanger dengan larutan Na_2SO_3 dan larutan $\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ sebesar 254187.97 kg/jam.

Jenis : Silinder tegak yang berisi bahan isian, dimana air disemprotkan dari atas dan steam disemprotkan dari bawah secara *counter current*.

Waktu Tinggal : 0,003 jam

Diameter : 1,87 ft

Tinggi : 54,77 ft

Volume bahan isian: 157,62 ft³

Harga : US\$ 13410

17. Tangki Pelarut NaH_2PO_4

Tugas : Melarutkan NaH_2PO_4 yang berfungsi mencegah kerak dalam *heater*.

Jenis : Tangki Silinder Tangki

Jumlah : 1 buah

Volume larutan : 0,12 m³

Volume tangki : 0,15 m³

Diameter : 0,45 m

Tinggi : 0,9 m

Harga : US\$ 4006



18. Tangki Pelarut N_2H_2

Tugas	: Untuk menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama oksigen sehingga tidak terjadi korosi.
Jenis	: Tangki Silinder Tegak
Jumlah	: 1 buah
Volume larutan	: $0,06 \text{ m}^3$
Volume tangki	: $0,07 \text{ m}^3$
Diameter	: $0,36 \text{ m}$
Tinggi	: $0,72 \text{ m}$
Harga	: \$ 2637

19. Tangki Air Umpan Boiler (TU-05)

Tugas	: Menampung air umpan boiler sebagai air pembuat steam didalam boiler sebanyak $1857,26 \text{ kg/jam}$.
Bahan-bahan	
Hidrazin (N_2H_4)	: Untuk menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama oksigen agar tidak terjadi korosi pada boiler.
NaH_2PO_4	: Untuk mencegah timbulnya kerak di boiler
Jenis	: Tangki silinder vertical
Waktu tinggal	: 1 jam
Jumlah	: 1 buah
Volume cairan	: $44,48 \text{ m}^3$

Dimensi tangki

Diameter : 4,08 m

Tinggi : 4,08 m

Harga : \$ 87433

20. Tangki Penampung Kondensat

Tugas : Menampung kondensat dari alat proses sebelum disirkulasi menuju tangki umpan boiler.

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Waktu tinggal : 1 jam

Volume : 1955 liter

Diameter : 1,44 m

Tinggi : 1,44 m

Harga : US\$ 88978

21. Boiler

Tugas : Menghasilkan steam sebagai pemanas dalam melter dan sebagai bahan dalam reaktor

Jenis : *Boiling Feed Water*

Cp air : 0,46 Btu/lb °F

Densitas oil : 53 lb/ft³Luas transfer panas : 12030,54 ft²

Kebutuhan solar : 1367,61 kg/jam

Harga : US\$ 196316

22. Tangki Bahan Bakar

Fungsi	: Menampung bahan bakar untuk keperluan selama 30 hari.
Jenis	: Tangki silinder vertikal
Jumlah	: 1 buah
Volume cairan	: 981896,77 liter
Volume tangki	: 1178.27 m ³
Diameter	: 11,45 m
Tinggi	: 11,45 m
Harga	: \$ 577484

23. Pompa (PU-01)

Tugas	: Mengalirkan air sungai ke bak utilitas BU – 01.
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 80,70 gpm
Head	: 10,20 ft
Spesifik head	: 2345 rpm
Jumlah putaran	: 1500 rpm
Motor standar	: 1,5 hp
Bahan konstruksi pipa	: <i>Commercial Steel</i>
Effisiensi pompa	: 80 %
Harga	: \$ 7778

24. Pompa (PU-02)

Tugas	: Mengalirkan air dari bak utilitas BU 01 ke tangki flokulator.
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 80,70 gpm
<i>Head</i>	: 10,20 ft
Spesifik <i>head</i>	: 1633 rpm
Jumlah putaran	: 1500 rpm
Motor standar	: 1,5 hp
Bahan konstruksi pipa	: <i>Commercial Steel</i>
Effisiensi pompa	: 80 %
Harga	: \$ 7778

25. Pompa (PU-03)

Tugas	: Mengalirkan air dari tangki flokulator ke <i>clarifier</i> .
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 80,70 gpm
<i>Head</i>	: 10,20 ft
Spesifik <i>head</i>	: 1125 rpm
Jumlah putaran	: 1500 rpm
Motor standar	: 1,5 hp
Bahan konstruksi pipa	: <i>Commercial Steel</i>

Effisiensi pompa : 80 %
 Harga : \$ 7778

26. Pompa (PU-04)

Tugas : mengalirkan air tangki pasir *filter* ke bak BU 02.
 Jenis : *Centrifugal Pump*
 Jumlah : 2 buah
 Kapasitas : 80,70 gpm
 Head : 10,20 ft
 Spesifik head : 2237 rpm
 Jumlah putaran : 1500 rpm
 Motor standar : 1,5 hp
 Bahan konstruksi pipa : *Commercial Steel*
 Effisiensi pompa : 80 %
 Harga : \$ 7778

27. Pompa (PU-05)

Tugas : Mengalirkan air dari *cooling tower* menuju sistem pendinginan air proses.
 Jenis : *Centrifugal Pump*
 Jumlah : 2 buah
 Kapasitas : 55,96 gpm
 Head : 45,99 ft
 Spesifik head : 635 rpm

Jumlah putaran	: 1500 rpm
Motor Standar	: 2 Hp
Bahan konstruksi pipa	: <i>Commercial Steel</i>
Effisiensi pompa	: 80 %
Harga	: \$ 6634

28. Pompa (PU-06)

Tugas	: Mengalirkan air dari alat proses ke cooling tower
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 55,96 gpm
Head	: 45,99 ft
Spesifik head	: 634 rpm
Jumlah putaran	: 1500 rpm
Motor Standar	: 2 Hp
Bahan konstruksi pipa	: <i>Commercial Steel</i>
Effisiensi pompa	: 80 %
Harga	: \$ 6634

29. Pompa (PU-07)

Tugas	: Mengalirkan air dari AE ke tangki Daerator
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 8,18 gpm

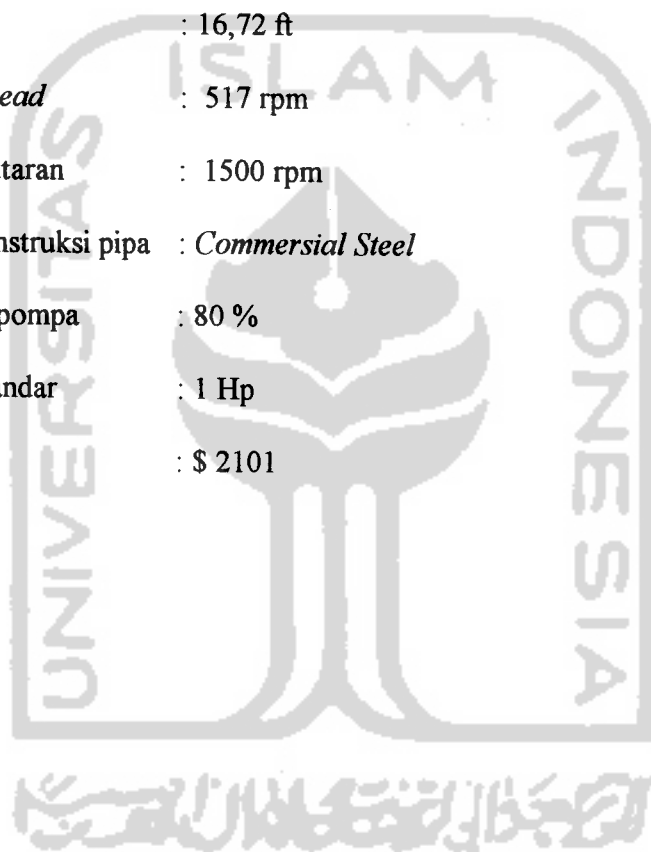
Head : 16,72 ft
 Spesifik *head* : 518 rpm
 Jumlah putaran : 1500 rpm
 Bahan konstruksi pipa : *Commercial Steel*
 Effisiensi pompa : 80 %
 Motor Standar : 1 Hp
 Harga : \$ 2101

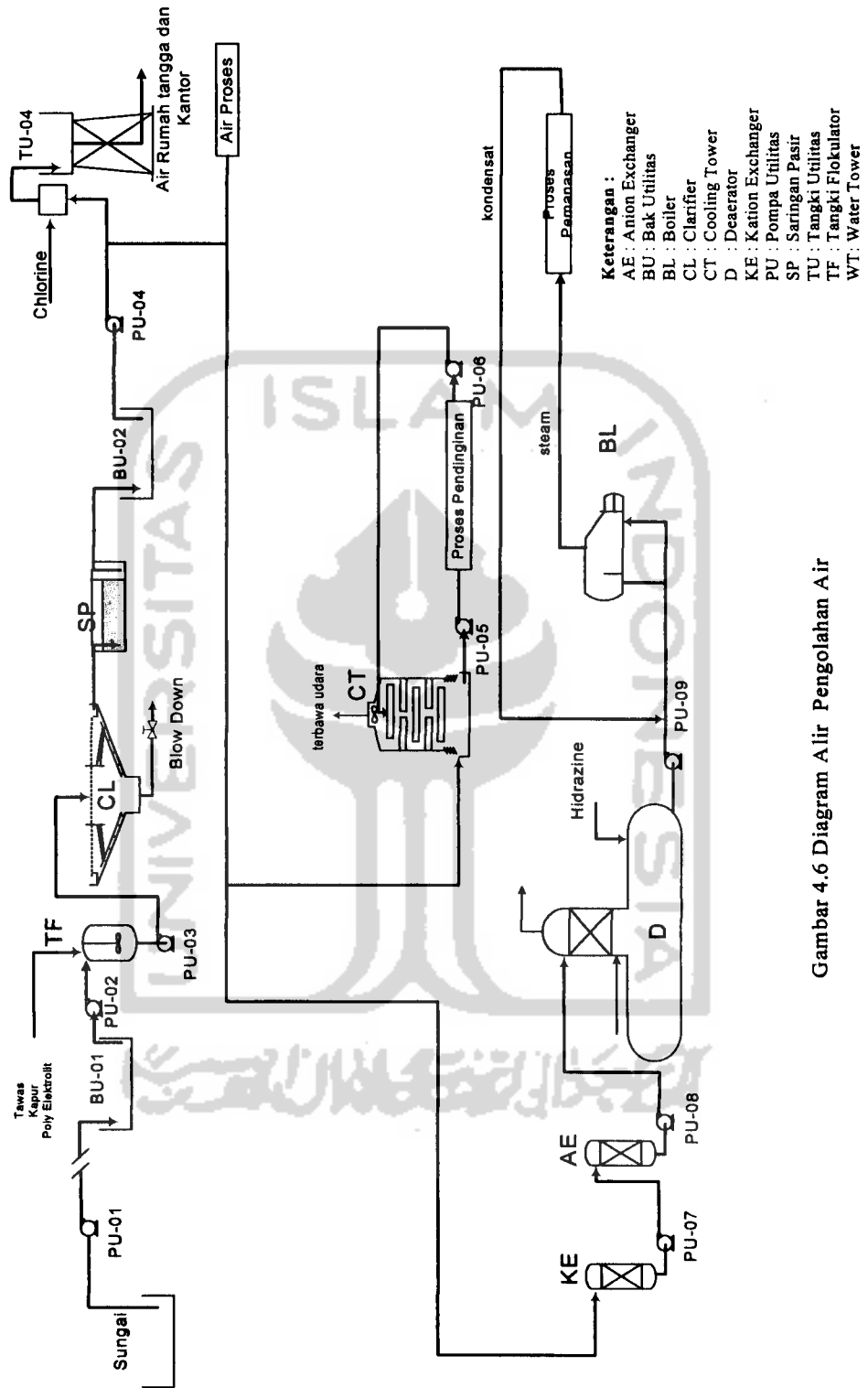
30. Pompa (PU-08)

Tugas : Mengalirkan air dari tangki daerator ke tangki
 umpan *boiler*.
 Jenis : *Centrifugal Pump*
 Jumlah : 2 buah
 Kapasitas : 8,18 gpm
Head : 16,72 ft
 Spesifik *head* : 517 rpm
 Jumlah putaran : 1500 rpm
 Bahan konstruksi pipa : *Commercial Steel*
 Effisiensi pompa : 80 %
 Motor Standar : 1 Hp
 Harga : \$ 2101

31. Pompa (PU-09)

Tugas	: mengalirkan air dari tangki umpan ke <i>boiler</i>
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 8,18 gpm
Head	: 16,72 ft
Spesifik head	: 517 rpm
Jumlah putaran	: 1500 rpm
Bahan konstruksi pipa	: <i>Commercial Steel</i>
Effisiensi pompa	: 80 %
Motor Standar	: 1 Hp
Harga	: \$ 2101





Gambar 4.6 Diagram Alir Pengolahan Air

4.7 Evaluasi Ekonomi

Evaluasi ekonomi terdiri dari:

a. Investasi Modal

1. Fixed Capital Investment

Fixed Capital Investment adalah investasi untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembuatannya.

Dengan FCI sebesar : US\$ US\$ 47.366.088 dan Rp 77.325.000.000,-

2. Working Capital

Working Capital adalah investasi yang diperlukan untuk menjalankan usaha/modal dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

Dengan WC sebesar : US\$ 5.382.394,22 dan Rp 143.241.276.303,89

b. Biaya Produksi

1. Manufacturing Cost

Manufacturing cost adalah biaya yang berhubungan secara langsung dengan proses produksi.

Manufacturing cost sebesar : Rp. 468.7509.710.949,80 dan US\$ 10.420.539,43

2. General Expenses

General expenses adalah pengeluaran umum pabrik yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi, seperti biaya administrasi, laboratorium, dan penelitian.

General expenses sebesar : Rp. 150.118.533.092,69

3. Harga Jual Produk

Harga jual produk ditentukan dari harga dasar dan keuntungan yang ingin diperoleh.

Harga jual produk asam benzoat = US\$ 9,5 / kg

c. Analisa Kelayakan

1. *Return on Investment* (ROI)

Return on Investment adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun berdasarkan kecepatan pengembalian modal yang diinvestasikan.

Dengan : ROI sebelum pajak : 44,81 %

ROI sesudah pajak : 22,41 %

2. *Pay Out Time* (POT)

Pay out time adalah waktu yang dibutuhkan (dalam tahun) untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun setelah ditambah dengan penyusutan.

Dengan : POT sebelum pajak : 1,82 tahun

POT sesudah pajak : 2,91 tahun

3. *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point adalah kondisi dimana perusahaan hanya mampu menjual (%) kapasitas produk yang dimaksud dan hasil penjualannya hanya mampu untuk membayar biaya pengeluaran total sehingga pabrik dikatakan tidak untung maupun tidak rugi.

BEP diperoleh pada 43,42% kapasitas.

4. *Shut Down Point* (SDP)

Shut Down Point adalah kondisi dimana hasil penjualan produk pada (%) kapasitas yang dimaksud hanya mampu untuk membayar *Fixed Cost* dan tidak mampu membayar pengeluaran yang lain sehingga lebih baik pabrik tutup.

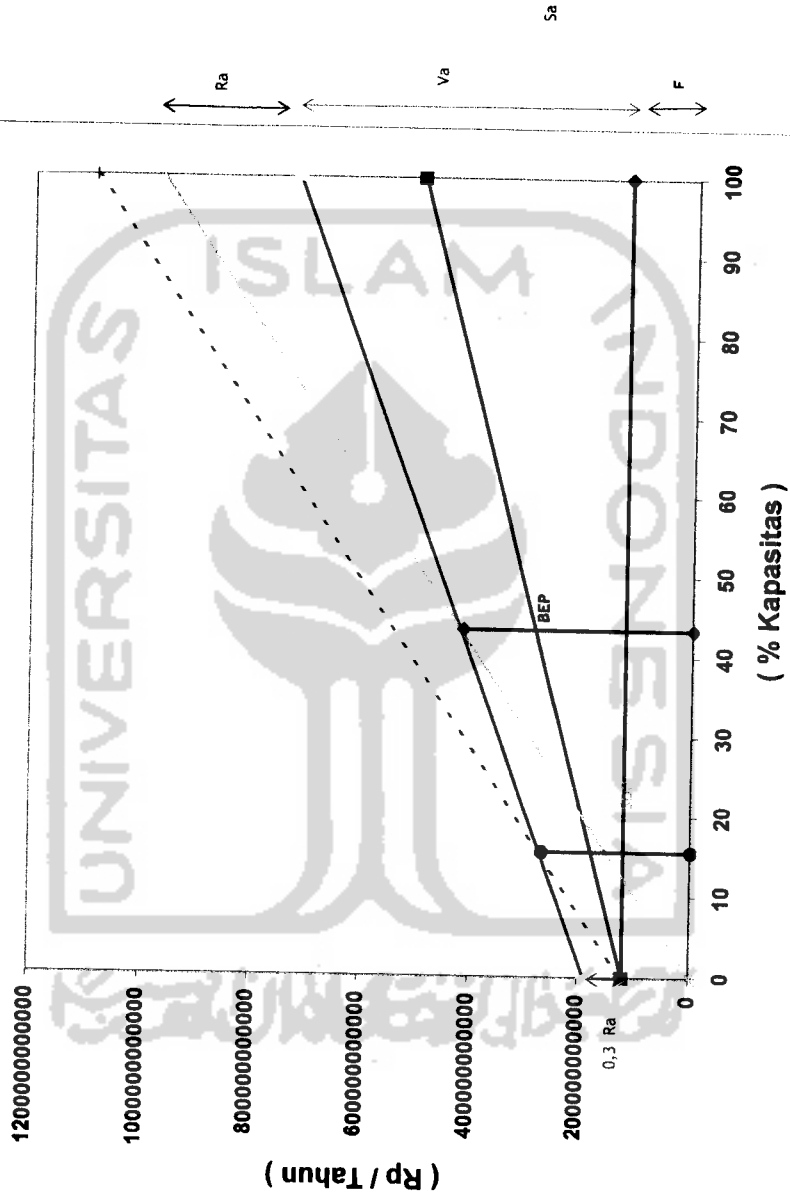
SDP terjadi pada 15,65 %

5. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)

Merupakan sistem perhitungan tingkat suku bunga usaha dari penerimaan berupa *cash flow* yang dihitung secara periodik per 1 tahun dengan sistem bunga berganda selama masa servis (10 tahun umur pabrik) secara *future to present* dari modal yang kita tanamkan.

Suku bunga ditetapkan 14% maka didapatkan DFCR sebesar 30,37%.

GRAFIK HUBUNGAN BEP DAN SDP TERHADAP KAPASITAS PRODUKSI



BAB V

PENUTUP

Simpulan :

1. Pabrik Asam benzoat akan didirikan di Gresik, Jawa Timur, kerana ditinjau dari segi teknik yang meliputi pengadaan alat-alat produksi, penerapan teknologi, transportasi mudah dan banyak tersedia tenaga kerja.
2. Pabrik Asam benzoat ini menggunakan bahan baku phtalic anhidrid dan kukus dengan kapasitas 10.000 ton/tahun.
3. Ditinjau dari segi ekonomi yaitu dengan melihat beberapa indikator penting dalam kelayakan ekonomi sebagai berikut:

a. *Return on Investment (ROI)*

- ROI sebelum pajak = 44,81 %
- ROI sesudah pajak = 22,41 %

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik berisiko tinggi adalah 44%

b. *Pay Out Time (POT)*

- POT sebelum pajak = 1,82 tahun
- POT sesudah pajak = 2,91 tahun

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik berisiko tinggi adalah ≤ 2 tahun.

c. *Discounted Cash Flow* = 30,37 %

Syarat DFCR yaitu 18% karena suku bunganya adalah 12%

d. *Break Even Point* (BEP) = 43,42%

Syarat untuk BEP yaitu 40 – 60 %

e. *Shut Down Point* (SDP) = 15,65 %

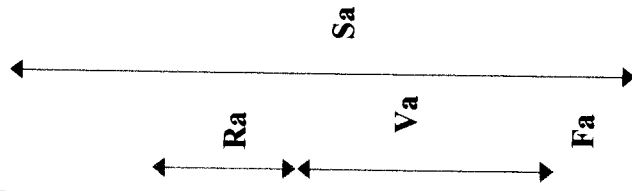
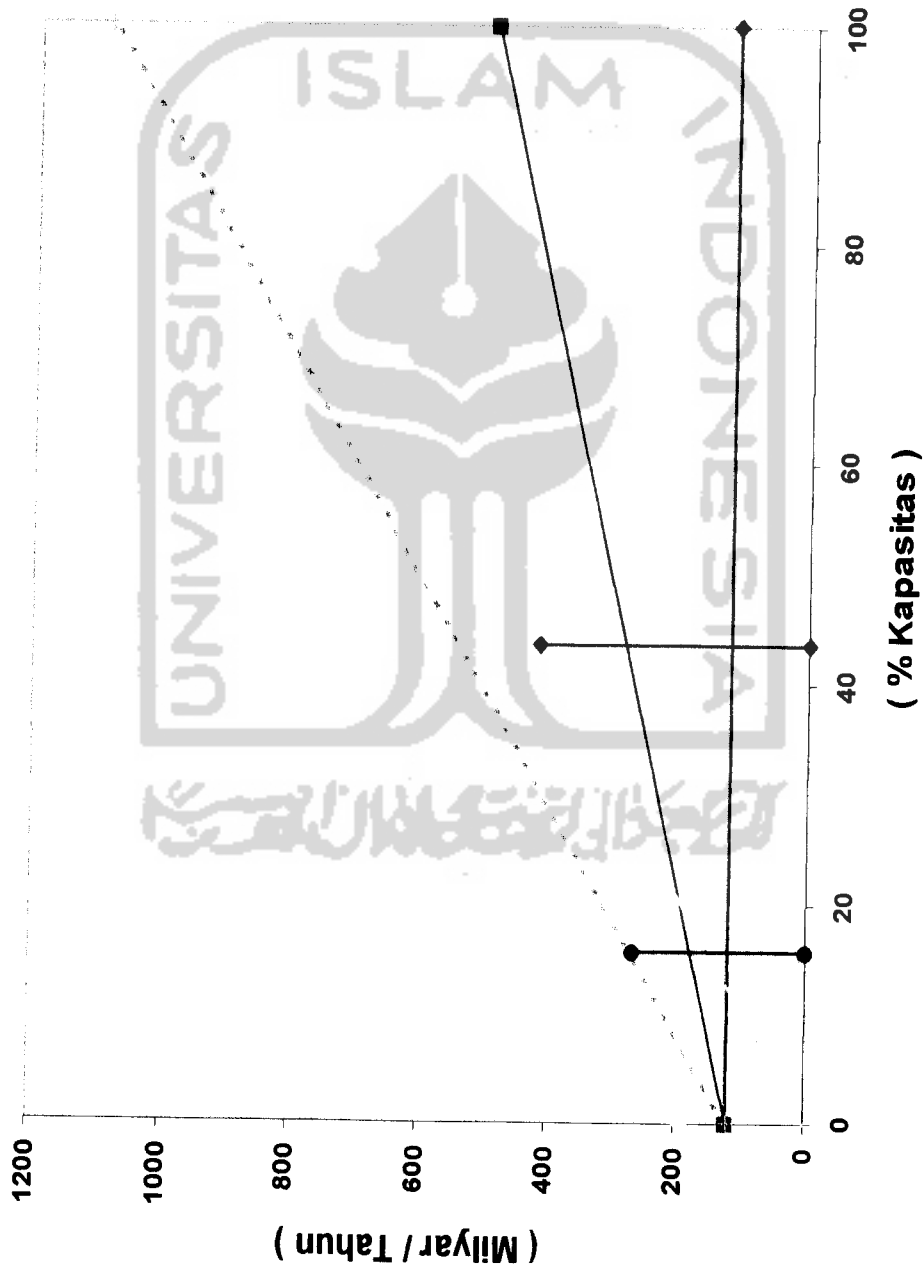
Syarat untuk SDP yaitu 15 – 30 %

f. Fixed Capital Investment = US\$ 47.366.088 dan Rp 77.325.000.000,-

Sehingga prarancangan pabrik Asam Benzoat ini layak untuk dikaji lebih lanjut.



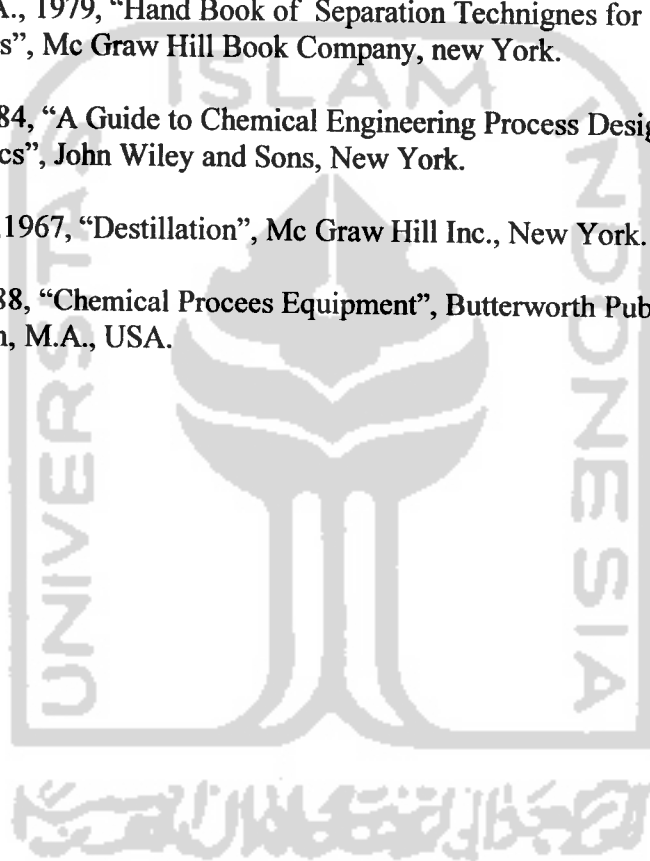
GRAFIK HUBUNGAN BEP DAN SDP TERHADAP KAPASITAS PRODUKSI



DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, "Chemical Engineering Cost Estimation", Mc Graw Hill Book Company, New York.
- Brown, G.G., 1955, "Unit Operation", John Willey & Sons, New York.
- Brownell, L.E., and Young, E.N., 1979, "Process Equipment Design", 3rded., Wiley Eastern Ltd., New Delhi.
- Capricorn Indonesia Consult, no.100 – 205, 1989-1996.
- Coulson, J.H., and Richardson, J.F., 1989, "Chemical Engineering", vol. 6, Pergamon Press, Oxford.
- Foust, A.S., Wenzel, L.A., Clump, C.W., Maus, L., and Anderson, L.B., 1980, "Principle of Unit Operation", 2nded., John Wiley and Sons, New York.
- Hydrocarbon Processing, 1975 – 1996.
- Hollman, J.P., 1986, "Heat Transfer", 6thed., Mc Graw Hill Book Company, London.
- Kern, D.Q., 1983, "Process Heat Transfer", International Student Edition, Mc Graw Hill Book Company, Tokyo.
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1978, "Encyclopedia of Chemical Technology", Vol. 9, 3rded., John Wiley and sons, New York.
- Ludwig, E.E., 1968, "Applied Design for Chemical and Petro Chemical Plants", vol. 1,2 and 3, 2nded., Gulf Publishing Company, Houston.
- McKetta, J.J., 1988, "Encyclopedia of Chem. P. and Design", vol. 29, M.Dehler, Inc., New York
- Othmer, D.F., and Rao, S.A., 1950, "n- Butyl Oleate from n-Butyl Alcohol and Oleic Acid", Industrial and Engineering Chemistry, vol. 42,p.p. 1912-1929.
- Perry, R.H., and Green, D., 1984 , "Perry's chemical Engineer Handbook", 6thed., Mc Graw Hill Book Company, New York.
- Peter, M.S., and Timmerhans, E.D., 1980, "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", 3rded., Mc Graw Hill Book Company, Singapore.

- Powell, S.T., 1954, "Water Conditioning for Industry", Mc Graw Hill Book Company, New York.
- Rase, H.F., 1977, "Chemical Reactor Design for Process Plant", vol. 1, John Wiley and Sons, New York.
- Rase, H.F., and Borrow, N.H., 1957, "Project Engineering of Process Plant", John Wiley and Sons, New York.
- Schweitzer, P.A., 1979, "Hand Book of Separation Techniqnes for Chemical Engineers", Mc Graw Hill Book Company, new York.
- Ulrich, G.D., 1984, "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics", John Wiley and Sons, New York.
- Van Winkle, M., 1967, "Distillation", Mc Graw Hill Inc., New York.
- Walas, S.M., 1988, "Chemical Procees Equipment", Butterworth Publshers, Stoucham, M.A., USA.





Percobaan 1:

Suhu : 340 C = 613 K

Tekanan 2,5 atm

Perbandingan berat = H₂O dan PAN yaitu 2,5 : 1 sehingga 200 : 80

Sehingga komponen sebelum dan sesudah reaksi yaitu :

> Mol sebelum reaksi

Komponen	Kmol/jam	Dalam FAo	
			FAo
H ₂ O	11.1111	20.5555	FAo
C ₆ H ₅ C ₀ 0H	0.0000	0.0000	FAo
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	0.5405	1.0000	FAo
Total	11.6516	21.5555	FAo

> Mol setelah reaksi

Komponen	Dalam FAo	
		FAo
CO ₂	XA	FAo
H ₂ O	(20,5555-XA)	FAo
C ₆ H ₅ C ₀ 0H	XA	FAo
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	(1- XA)	FAo
Total	21.5555	Fao

Percobaan 2:

Suhu : 330 C = 603 K

Tekanan 2,5 atm

Perbandingan berat = H₂O dan PAN yaitu 2,5 : 1 sehingga 200 : 80

Sehingga komponen sebelum dan sesudah reaksi yaitu :

> Mol sebelum reaksi

Komponen	Kmol/jam	Dalam FAo	
			FAo
H ₂ O	11.1111	20.5555	FAo
C ₆ H ₅ C ₀ 0H	0.0000	0.0000	FAo
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	0.5405	1.0000	FAo
Total	11.6516	21.5555	FAo

> Mol setelah reaksi

Komponen	Dalam FAo	
		FAo
CO ₂	XA	FAo
H ₂ O	(20,5555-XA)	FAo
C ₆ H ₅ C ₀ 0H	XA	FAo
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	(1- XA)	FAo
Total	21.5555	Fao

Percobaan 3:

Suhu : 330 C = 603 K

Tekanan 2,5 atm

Perbandingan berat = H₂O dan PAN yaitu 2,5 : 1 sehingga 70 : 175

Sehingga komponen sebelum dan sesudah reaksi yaitu :

> Mol sebelum reaksi

Komponen	Kmol/jam	Dalam FAo	
			FAo
H ₂ O	9.7222	20.5555	FAo
C ₆ H ₅ C ₀ 0H	0.0000	0.0000	FAo
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	0.4729	1.0000	FAo
Total	10.1951	21.5555	FAo

> Mol setelah reaksi

Komponen	Dalam FAo	
		FAo
CO ₂	XA	FAo
H ₂ O	(20,5555-XA)	FAo
C ₆ H ₅ C ₀ 0H	XA	FAo
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	(1- XA)	FAo
Total	21.5555	Fao

Percobaan 4:

Suhu : 340 C = 613 K

Tekanan 2,5 atm

Perbandingan berat = H₂O dan PAN yaitu 2,75 : 1 sehingga 54 : 148,5

Sehingga komponen sebelum dan sesudah reaksi yaitu :

> Mol sebelum reaksi

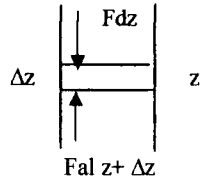
Komponen	Kmol/jam	Dalam FAo	
			FAo
H ₂ O	8.2500	22.6089	FAo
C ₆ H ₅ C ₀ 0H	0.0000	0.0000	FAo
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	0.3649	1.0000	FAo
Total	8.6149	23.6089	FAo

> Mol setelah reaksi

Komponen	Dalam FAo	
		FAo
CO ₂	XA	FAo
H ₂ O	(22,6089-XA)	FAo
C ₆ H ₅ C ₀ 0H	XA	FAo
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	(1- XA)	FAo
Total	23.6089	Fao

Persamaan Diferensial :

Neraca untuk 1 pipa :



Input - Output = Akumulasi

$$F_a I_z - (F_a I_{z+\Delta z} + (-rA) \cdot \Delta v \cdot \rho_B) = 0$$

$$F_a I_z - (F_a I_{z+\Delta z} - (-rA) \cdot \Delta v \cdot \rho_B) = 0$$

$$\frac{\Delta F_a}{\Delta V} = (-rA) \cdot \rho_B$$

$$\Delta F_a = F_{a0} \cdot \Delta X_A$$

$$F_{a0} \cdot \frac{\Delta X_A}{\Delta V} = (-rA) \cdot \rho_B$$

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta V} = \frac{(-rA) \cdot \rho_B}{F_{a0}}$$

Limit $\Delta V \rightarrow 0$ maka: $\frac{dX_A}{dV} = \frac{(-rA) \cdot \rho_B}{F_{a0}}$

$$\frac{dX_A}{rA} = \frac{dV \cdot \rho_B}{F_{a0}}$$

$$(V \cdot \rho_B) : F_{a0} = \int dX_A$$

Diketahui: $SV = V_o / V$ maka: $V = V_o / SV \rightarrow V = (F_{a0}/C_{a0}) / SV = F_{a0} / (C_{a0} \cdot SV)$

$$CA = \frac{FA}{RT} \cdot \frac{P}{RT} \dots \dots \dots (1)$$

$$CA = C_{A0} (1 - X_A) \dots \dots \dots (2) \quad ; \text{substitusikan 1 dan 2}$$

$$(FA/FT) \cdot (P/RT) = C_{a0} (1 - X_A)$$

$$C_{a0} = \frac{FA \cdot P}{FT \cdot RT \cdot (1 - X_A)}$$

$$V = \frac{F_{a0}}{\frac{FA \cdot P \cdot SV}{FT \cdot RT \cdot (1 - X_A)}} = \frac{F_{a0} \cdot FT \cdot RT \cdot (1 - X_A)}{FA \cdot P \cdot SV} \dots \dots \dots (3)$$

Persamaan diferensial untuk neraca pada elemen volume yaitu:

$$(V \cdot \rho_B) : F_{a0} = \int (dX_A/rA) \dots \dots \dots (4)$$

kemudian substitusikan persamaan 3 ke 4 sehingga diperoleh:

$$(FT \cdot RT \cdot (1 - X_A) \rho_B) / (FA \cdot P \cdot SV) = \int (dX_A/rA)$$

$$-rA' = r_s = \frac{P_A \cdot P_B}{1 + k_C P_C + k_A P_A} \dots \dots \dots (5)$$

$$P_A = C_A \cdot RT = (FA/FT) \cdot P$$

$$P_B = C_B \cdot RT = (FB/FT) \cdot P$$

$$P_C = C_C \cdot RT = (FC/FT) \cdot P$$

sehingga:

$$-rA = \frac{k \cdot ((FA/FT) \cdot P) \cdot ((FB/FT) \cdot P)}{1 + k_C \cdot (FC/FT) \cdot P + k_A \cdot (FA/FT) \cdot P}$$

$$-rA = \frac{k \cdot (FA \cdot FB \cdot P^2)}{FT (FT + k_C \cdot FC \cdot P + k_A \cdot FA \cdot P)} \dots \dots \dots (6)$$

sehingga persamaan menjadi:

$$(FT \cdot RT (1 - X_A) \rho_B) / (FA \cdot P \cdot SV) = \int (dX_A/rA)$$

$$[FT \cdot RT (1 - X_A) \rho_B] / (FA \cdot P \cdot SV) = \int (dX_A) / [(k FA FB P^2) / (FT (FT + k_C \cdot FC \cdot P + k_A \cdot FA \cdot P))]$$

sehingga persamaan akhir menjadi:

$$[FT \cdot RT (1 - X_A) \rho_B \cdot k \cdot P] / (FA \cdot SV) = \int (FT (FT + k_C \cdot FC \cdot P + k_A \cdot FA \cdot P)) \cdot dX_A / (FA \cdot FB)$$

Maka bila hasil data dalam penelitian diatas dimasukkan ke dalam persamaan akhir didapatkan 4 persamaan yaitu:

$$1). 115,9196 k + 0,37175 KC + 0,12212 KA = 4,2583$$

- 2). $114,0286 k + 0,2858 KC + 0,11957 KA = 3,4954$
 3). $114,0286 k + 0,2435 KC + 0,1203 KA = 3,05634$
 4). $115,9196 k + 0,1978 KC + 0,10501 KA = 2,8595$

Dan dengan perhitungan dengan cara solver didapatkan nilai :

A = $1,75 \cdot 10^{21}$
 E/R = $3,5 \cdot 10^4$
 KA = 6.8564
 KC = 9.1085

B. Menentukan Jenis dan Ukuran Tube

Diameter reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Pengaruh rasio D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong (hw/h), telah diteliti oleh Colburn's, yaitu :

Dp/Dt	0.05	0.10	0.15	0.20	0.25	0.30
hw/h	5.50	7.00	7.80	7.50	7.00	6.60

dipilih $D_p/D_t = 0.15$
 dimana :

hw : koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis
 h : koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong
 Dp : diameter katalisator
 Dt : diameter tube

(Smith, Chem Kinetik
 Eng, P.571)

sehingga :

$D_p/D_t = 0.15$
 $D_p = 0.3635 \text{ cm} = 0.14 \text{ in}$
 $D_t = 2.423 \text{ cm} = 0.95 \text{ in}$

dari hasil perhitungan, maka dipilih ukuran pipa standart :

(Kern, Pros.heat.tranf, P.844)

IPS	=	1 in	
OD	=	1.32 in	3.3528 cm
Sc. Number	=	40	
ID	=	1.049 in	2.6645 cm
Flow area per pipe	=	0.864 in ²	5.5742 cm
Surface per lin ft :			
Outside	=	0.344 ft ² /ft	
Inside	=	0.274 ft ² /ft	
Weight per lin ft	=	1.68 lb steel	

C. Data-data Thermal bahan

• Kapasitas panas (Cp)

(Yaws, Chem.Propertis book Eng)

Senyawa	Cp = A + BT + CT ² + DT ³ + ET ⁴ (joule/mol.K)				
	A	B . T	C . T ²	D . T ³	E . T ⁴
CO ₂	2.74E+01	4.23E-02	-1.96E-05	4.00E-09	-2.99E-13
H ₂ O	3.39E+01	-8.42E-03	2.99E-05	-1.78E-08	3.69E-12
C ₆ H ₅ C ₀ OH	1.62E+01	2.82E-01	1.78E-04	-3.22E-07	1.08E-10
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	4.01E+01	3.61E-02	9.60E-04	-1.23E-06	4.66E-10
Total	117.603	0.3523204	1.15E-03	-1.57E-06	5.77E-10

Neraca Panas Masuk Reaktor

Suhu masuk = 400 C dan suhu referensi 25 C

Komponen	Wi (kg/jam)	Bmi	Mi (kmol/jam)	Cp(kkal/kmol K)	Cp * Mi
CO2	0.0000	44	0.0000	11.5181	-
H2O	18020.1241	18	1,001.1180	8.8717	8,881.5908
C6H5C00H	1.2566	122	0.0103	50.3617	0.5187
C6H4(CO)2O	1802.0124	148	12.1758	52.1719	635.2323
					9,517.3418

Sehingga Hin = 3569003.177 Kkal/jam

Neraca Panas Keluar reaktor

Suhu Keluar Reaktor 401 C dan suhu referensi 25 C

Komponen	Wi (kg/jam)	Bmi	Mi (kmol/jam)	Cp(kkal/kmol K)	Cp * Mi
CO2	455.3736	44	10.3494	11.5232	119.2579
H2O	17833.8349	18	990.7686	8.8746	8,792.6434
C6H5C00H	1263.8834	122	10.3597	50.4132	522.2657
C6H4(CO)2O	270.3012	148	1.8264	52.2241	95.3800
					9,529.5470

Sehingga Hout = -3583109.658 Kkal/jam

• Panas reaksi (ΔH_R)

Komponen	ΔH_f (kkal/mol)
CO2	-94.3488
H2O	-57.8007
C6H5C00H	-85.86
C6H4(CO)2O	-50.84

$$\begin{aligned} \Delta H_{R298} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} && (R.K.Sinnott, Chem.Eng) \\ &= (71.5681) \text{ kkal/mol} \\ &= -71568.1000 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{C6H4(CO)2O yang membentuk C6H5C00H} &= 10.3494 \text{ kmol/jam} \\ \Delta H_{R298} &= -740686.8941 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Maka beban panas pada reaktor yaitu = -754793.3756 kkal/jam

D. Data-data Fisis bahan

1. BM umpan

Komponen	Bmi	yi	yi x Bmi
H2O	18	0.9880	17.7835
C6H5C00H	122	0.0000	0.0012
C6H4(CO)2O	148	0.0120	1.7784
Total		1	19.5631

BM umpan = 19.56312403

2. Harga Z untuk gas umpan

Komponen	Tci	Pci	ω	yi x Tci	yi x Pci	yi x ω
H2O	647.13	223.54	0.345	639.3476	220.8517	0.34085
C6H5C00H	751	45.28	0.604	0.0076	0.0005	0.00001
C6H4(CO)2O	791	47.82	0.706	9.5046	0.5746	0.00848
Total	2189.13	316.64	1.655	648.8598	221.4268	0.34934

Umpan masuk reaktor pada kondisi :

$$\begin{aligned}
 T &= 400 \text{ } ^\circ\text{C} &= 673 \text{ K} \\
 P &= 2.5 \text{ atm} \\
 T_r &= T/T_c = 1.03720 \\
 P_r &= P/P_c = 0.01129 \\
 \omega &= 0.3493 \\
 Z &= 1 + B.P_c / R.T_c (P_r/T_r) & \text{(Smith Van ness)}
 \end{aligned}$$

dimana :

$$\begin{aligned}
 B.P_c / R.T_c &= B^\circ - wB' \\
 B^\circ &= 0.083 - (0.422 / T_r^{1.6}) \\
 B' &= 0.139 - (0.172 / T_r^{4.2}) \\
 Z &= 0.9964
 \end{aligned}$$

3. Densitas umpan

$$\begin{aligned}
 \rho &= P.BM/Z.R.T \\
 &= 0.000889 \text{ gram/cm}^3
 \end{aligned}$$

4. Viskositas umpan (μ)

$$\mu = A + BT + CT^2$$

Komponen	A	B	C	$\mu = \mu_p$	$\mu = \text{gr/cm s}$
H2O	-36.826	4.29E-01	-1.62E-05	2.4455E+02	2.4455E-04
C6H5COOH	-3.93	2.37E-01	-2.42E-05	1.4461E+02	1.4461E-04
C6H4(CO)2O	-10.66	2.30E-01	-1.04E-05	1.3942E+02	1.3942E-04
Total	-51.416	0.896	-0.0000508	5.2858E+02	5.2858E-04

Komponen	Yi	BM	$\mu = \text{gr/cm s}$
H2O 1	0.9880	18	2.446E-04
C6H5COOH 2	0.0000	122	1.446E-04
C6H4(CO)2O 3	0.0120	148	1.394E-04
Total	1		5.286E-02

alfa	Beta	Bmalfa/Bm Be	μ alfa/ μ beta	Q alfa beta	tambah
1	1	1.0000	1.0000	1	0.9966
	2	0.1475	1.6911	0.74211	
	3	0.1216	1.7541	0.71344	
2	1	6.7778	0.5913	1.1425	1.14037
	2	1.0000	1.0000	1.0000	
	3	0.8243	1.0372	0.9697	
3	1	8.2222	0.5701	1.16627	1.16427
	2	1.2131	0.9641	1.02966	
	3	1.0000	1.0000	1	

$$\text{Viskositas umpan } (\mu) = 0.0002 \text{ gr/cm s}$$

5. Konduktivitas panas (kg)

$$\begin{aligned}
 \text{kg} &= 10^{-6} (14.52 T_r - 5.14)^{2/3} & \text{(Perry ed.6, sec.3-282)} \\
 &= (T_c)^{1/6} (BM)^{1/2} (P_c)^{-2/3} \\
 &= 1.29844E-05 \text{ kal/cm.det.K}
 \end{aligned}$$

6. Laju volumetrik umpan (Vg)

$$\text{Laju mol umpan } (n) = 281.4734 \text{ gmol/det}$$

$$V_g = \frac{Z \cdot n \cdot R \cdot T}{P} = 6193054.924 \text{ cm}^3/\text{det} = 6.1931 \text{ m}^3/\text{det}$$

E. Menentukan Jumlah Tube

Spesifikasi tube yang digunakan :

Diameter luar (ODt)	=	1.32 in	=	
Diameter dalam (IDt)	=	1.049 in	=	3.3528 cm
Flow area per pipe (at)	=	0.864 in ²	=	2.6645 cm ²
				5.5742 cm ²

- Kecepatan linier umpan (V)

Agar reaksi dapat berlangsung, maka aliran gas didalam tube harus turbulen.

Asumsi :

$$V = \frac{N_{re} \cdot \mu}{D_p \cdot \rho_p} \quad (Froment \text{ and } Bischoff, \text{ ed.1,})$$

dimana :

$$D_p = \text{diameter partikel katalis (cm)} = 0.3645$$

$$\rho_p = \text{densitas katalis (cm)} = 1.10613 \text{ cm}$$

Sehingga :

$$V = 31.4550 \text{ cm/det}$$

Sphericity = luas area bola dengan volume partikel/ luas area katalis

$$\text{Luas area bola} = \pi \cdot D_p^2 = 0.4172 \text{ cm}^2$$

$$\text{Luas area katalis} = (\pi \cdot DH) + (2\pi \cdot D^2)/4 = 0.4748 \text{ cm}^2$$

$$\text{Maka sphericity} = (0.4148/0.4748) = 0.8736$$

Maka dari fig. 223 brown didapatkan porositas = 0.35

- Kecepatan mass velocity (G)

$$G = \frac{N_{re} \cdot \mu \cdot F_{re}}{D_p} \quad \dots \text{Brown}$$

$$= 0.6842 \text{ gram/cm}^2.\text{det}$$

- Luas penampang semua tube dalam reaktor (At)

$$\text{laju aliran umpan (W}_T) = 19823.393 \text{ kg/jam}$$

$$= 5506.498 \text{ gram/det}$$

$$A_t = \frac{W_T}{G} = 8048.1541 \text{ cm}^2$$

$$\text{Jumlah tube (Nt)} = \frac{A_t}{a_t} = 1443.8268 = 1444$$

Dipilih pipa = 1450 buah

F. Menghitung diameter dalam shell (IDs)

Susunan tube = triangular tube

$$\text{Pitch tube (PT)} = 1.25 \text{ ODt} = 1.65 \text{ in} = 4.1910 \text{ cm}$$

$$\text{Clearance (C')} = \text{PT} - \text{ODt} = 0.33 \text{ in} = 0.8382 \text{ cm}$$

a. Diameter Shell (ID s)

$$N_t = \frac{\pi}{4} \left[(ID_s - 1.08)^2 - 0.9 \left(\frac{PT}{(PT)^2} (ID_s - 1.08) (0.69n - 0.8) \right) \right]$$

dimana :

n = tube pass = 1
 dimisalkan : y = ID_s - 1.08
 maka diperoleh nilai : $a = 0.7857$
 $b = 0.1815$
 $c = -4828.845$
 (Ludwig, vol.3, P25)

Sehingga diperoleh persamaan :

$$ay^2 + by + c = 0 \rightarrow y = 78.2798$$

$$ID_s = y + 1.08 = 79.3598 \text{ in} = 201.5738 \text{ cm}$$

G. Menghitung koefisien perpindahan panas overall (U_d)

a. Tube side

D _p	=	0.3645 cm	=	0.0120 ft
ID _t	=	1.049 in	=	0.0874 ft
OD _t	=	1.32 in	=	0.1100 ft
G _g	=	0.6842 gram/cm ² .det	=	5044.835 lb/ft ² .h
μ _g	=	0.0002439 gram/cm.det	=	0.0590 lb/ft.h
kg	=	1.29844E-05 kal/cm.det.K	=	0.0031 Btu/h.ft.oF

$$h_i = \frac{3.5 \text{ kg}}{ID_t} \left(D_p \cdot \frac{G_g}{\mu_g} \right)^{0.7} \cdot e^{-4.6 \frac{D_p}{ID_t}}$$

$$= 8.533483922 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{oF}$$

$$h_{io} = h_i \cdot \left(\frac{ID_t}{OD_t} \right)$$

$$= 6.7815 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{oF}$$

b. Shell side

Didalam shell digunakan hitec sebagai media pendingin, dengan spesifikasi sbb :

C _p	=	0.30 Btu/lb.oF	=	0.30 kkal/kg.K	
μ	=	0.8265 lb/ft.h	p	=	826.6496
k	=	0.3761 Btu/ft.h.F			

Menghitung bilangan Reynold di shell (Res)

ID _s	=	diameter dalam shell	=	79.3598 in
B	=	baffle spacing (antara 0.21 ID _s - ID _s)		
	=	0.25 ID _s	=	19.8399 in
PT	=	pitch tube	=	1.65 in
C'	=	jarak antar tube (clearance)	=	0.33 in
W _s	=	laju aliran pendingin		
	=	27955.31021 kg/jam	=	61629.87259 lb/h
a _s	=	flow area pada shell, ft ²		
	=	(ID _s .C'.B)/144PT		
	=	2.18680 ft ²		
G _p	=	mass velocity fluida dalam shell, lb/ft ² .h		
	=	W _s /a _s		
	=	28182.73152 lb/ft ² .h		
Rep	=	(G _p .De)/μ _p		

dimana :

$$De = \frac{4 (0.86 PT^2 - \pi/4 ODt^2)}{\pi ODt} \quad (\text{Kern, P.139})$$

$$= \frac{0.9375 \text{ in}}{0.9375 \text{ in}} = 0.078125 \text{ ft}$$

Sehingga :

$$Res = 2663.9757 \quad \rightarrow \quad jH = 28$$

dari fig.28 Kern, hal.838 didapat

$$ho = jH \cdot \left(\frac{k}{De} \right) \cdot \left(\frac{Cps}{\mu s} \right)^{1/3}$$

$$= 96.1533 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{oF}$$

c. Clean overall coefficient (Uc)

$$Uc = \frac{hio \cdot ho}{hio + ho}$$

$$= 6.3348 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{oF}$$

dari tabel.12 Kern, hal.845, didapat :

$$Rd_{shell} = 0.001$$

$$Rd_{tube} = 0.0005$$

$$Rd = Rd_{shell} + Rd_{tube}$$

$$= 0.0015$$

$$Ud = \frac{1}{Rd + \frac{1}{Uc}}$$

$$= 6.2751 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{oF}$$

$$= 30.6352 \text{ kkal/h.m}^2.\text{K}$$

H. Menghitung panjang reaktor

Kondisi masuk reaktor

konversi awal	Xo	=	0
posisi awal katalis	Zo	=	0
suhu masuk pipa	To	=	673 K
tekanan masuk pipa	Po	=	2.5 atm
aliran massa masuk pipa	FAo	=	12.1758 kmol/jam
suhu masuk shell	Tso	=	463 K
aliran massa masuk shell	Ws	=	27955.31021 kg/jam

Persamaan yang digunakan :

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{(-r_A) \cdot \rho_B \cdot Nt \cdot \pi/4 \cdot (IDt)^2}{FAo}$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{Ud \cdot \pi \cdot OD \cdot Nt \cdot (T - Ts) + (-\Delta H_r) \cdot FAo \cdot \frac{dX_A}{dZ}}{\sum (Fi \cdot Cpi)}$$

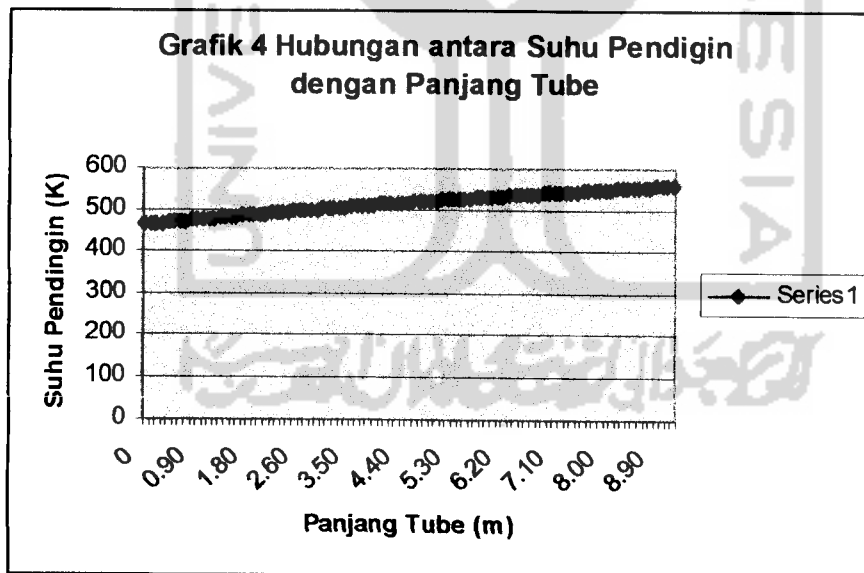
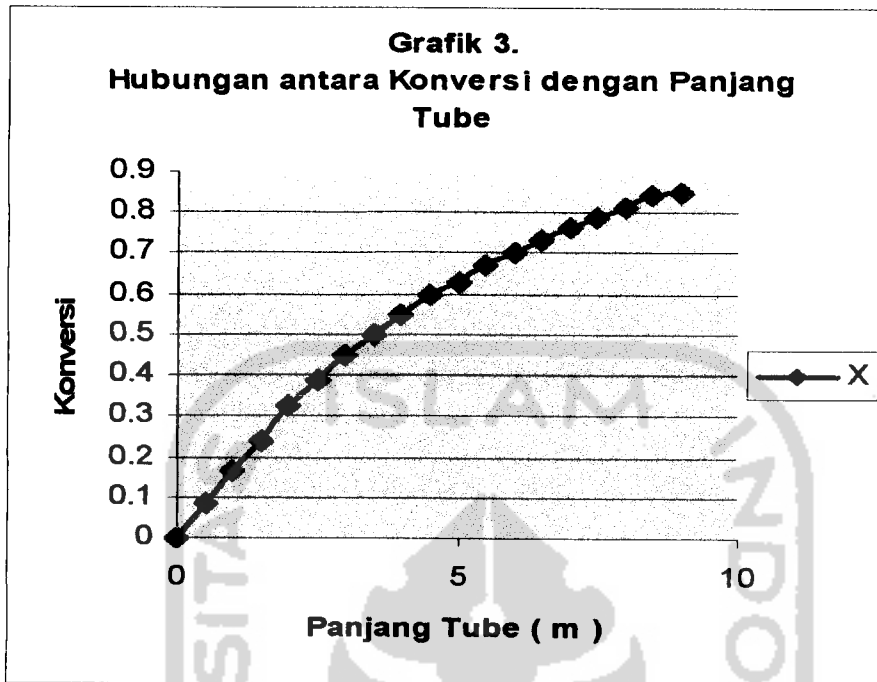
$$\frac{dT_s}{dZ} = \frac{Ud \cdot \pi \cdot D \cdot Nt \cdot (T - Ts)}{Ws \cdot Cps}$$

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{G}{\rho \cdot g \cdot Dp} \cdot \frac{(1 - \epsilon)}{\epsilon^3} \left(\frac{150 (1 - \epsilon) \mu}{Dp} + 1.75 G \right)$$

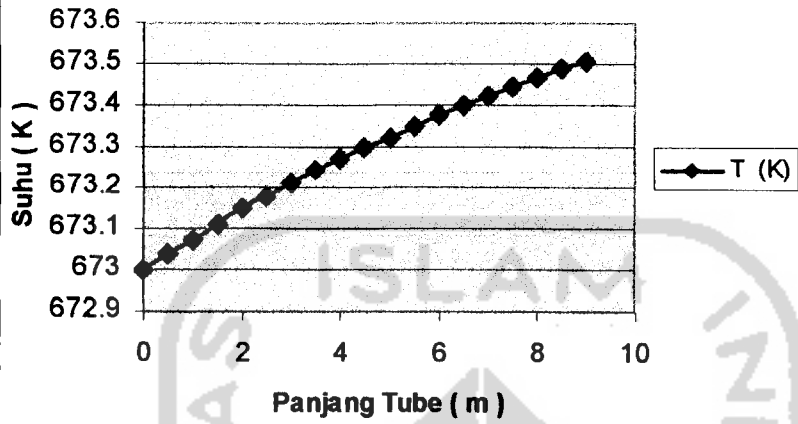
Diameter dalam tube	IDt	=	0.0266 m
Diameter luar tube	ODt	=	0.0335 m
Jumlah tube	Nt	=	1450
Koef. perpindahan panas overall :	Ud	=	0.0057 kkal/h.m ² .K
Densitas umpan (gas)	ρ_g	=	0.8888 kg/m ³
Viscositas umpan (gas)	μ_g	=	0.0878 kg/m.h
Kecepatan massa (umpan) :	G	=	24531.38 kg/m ² .h
Kapasitas panas pemanas	Cps	=	0.30 kkal/kg.K
Diameter katalis	Dp	=	0.003635 m
Densitas katalis	ρ_B	=	1106.13 kg/m ³
Porositas katalis dalam tube :	ϵ	=	0.35
Tetapan gravitasi	g	=	35316 m/h
Increment	ΔZ	=	0.1 m

Z, m	Xa	T, K	Ts, K	P, atm	(-rA)	dX / dZ	dT / dZ	dTs / dZ	dP / dZ
0	0.00000	673.000000	463	2.5	0.00241	0.17635	0.07653	13.2110	0.00000106
0.10	0.01764	673.007653	464.3211	2.5	0.00238	0.17415	0.07597	13.1284	0.00000106
0.20	0.03505	673.015251	465.6339	2.4999998	0.00235	0.17195	0.07542	13.0463	0.00000106
0.30	0.05224	673.022793	466.9386	2.4999997	0.00232	0.16975	0.07489	12.9647	0.00000106
0.40	0.06922	673.030281	468.2350	2.4999996	0.00229	0.16756	0.07437	12.8836	0.00000106
0.50	0.08598	673.036748	469.5234	2.4999995	0.00226	0.16536	0.07376	12.8029	0.00000106
0.60	0.10251	673.044124	470.8037	2.4999994	0.00223	0.16318	0.07323	12.7228	0.00000106
0.70	0.11883	673.051447	472.0760	2.4999993	0.00220	0.16101	0.07269	12.6433	0.00000106
0.80	0.13493	673.058716	473.3403	2.4999992	0.00217	0.15885	0.07216	12.5642	0.00000106
0.90	0.15082	673.065932	474.5967	2.4999991	0.00214	0.15669	0.07163	12.4856	0.00000106
1.00	0.16649	673.073094	475.8453	2.4999989	0.00211	0.15455	0.07110	12.4075	0.00000106
1.10	0.18194	673.080204	477.0860	2.4999988	0.00208	0.15241	0.07058	12.3299	0.00000106
1.20	0.19718	673.087262	478.3190	2.4999987	0.00205	0.15028	0.07006	12.2528	0.00000106
1.30	0.21221	673.094268	479.5443	2.4999986	0.00203	0.14816	0.06954	12.1761	0.00000106
1.40	0.22702	673.101222	480.7619	2.4999985	0.00200	0.14605	0.06900	12.1000	0.00000106
1.50	0.24163	673.108163	481.9719	2.4999984	0.00197	0.14396	0.06852	12.0243	0.00000106
1.60	0.25603	673.115015	483.1743	2.4999983	0.00194	0.14187	0.06802	11.9491	0.00000106
1.70	0.27021	673.121817	484.3692	2.4999982	0.00191	0.13980	0.06752	11.8743	0.00000106
1.80	0.28419	673.128569	485.5567	2.4999981	0.00188	0.13773	0.06702	11.8001	0.00000106
1.90	0.29797	673.135271	486.7367	2.4999980	0.00185	0.13568	0.06653	11.7262	0.00000106
1.90	0.31153	673.141924	487.9093	2.4999979	0.00183	0.13365	0.06604	11.6529	0.00000106
2.00	0.32490	673.148528	489.0746	2.4999978	0.00180	0.13162	0.06555	11.5800	0.00000106
2.10	0.33806	673.155084	490.2326	2.4999977	0.00177	0.12961	0.06516	11.5076	0.00000106
2.20	0.35102	673.160700	491.3833	2.4999976	0.00174	0.12760	0.06459	11.4355	0.00000106
2.30	0.36378	673.167159	492.5269	2.4999975	0.00172	0.12562	0.06393	11.3640	0.00000106
2.40	0.37634	673.172551	493.6633	2.4999973	0.00169	0.12364	0.06364	11.2928	0.00000106
2.50	0.38871	673.178916	494.7926	2.4999972	0.00166	0.12169	0.06318	11.2222	0.00000106
2.60	0.40088	673.185234	495.9148	2.4999971	0.00164	0.11975	0.06271	11.1520	0.00000106
2.70	0.41285	673.191505	497.0300	2.4999970	0.00161	0.11783	0.06225	11.0822	0.00000106
2.80	0.42464	673.197730	498.1382	2.4999969	0.00158	0.11593	0.06179	11.0129	0.00000106
2.90	0.43623	673.203909	499.2395	2.4999968	0.00156	0.11404	0.06134	10.9440	0.00000106
3.00	0.44763	673.210043	500.3339	2.4999967	0.00153	0.11216	0.06089	10.8756	0.00000106
3.10	0.45885	673.216132	501.4215	2.4999966	0.00151	0.11031	0.06044	10.8075	0.00000106
3.20	0.46988	673.222177	502.5022	2.4999965	0.00148	0.10847	0.06000	10.7399	0.00000106
3.30	0.48073	673.228176	503.5762	2.4999964	0.00146	0.10664	0.05956	10.6727	0.00000106
3.40	0.49139	673.234132	504.6435	2.4999963	0.00143	0.10484	0.05912	10.6060	0.00000106
3.50	0.50188	673.240044	505.7041	2.4999962	0.00141	0.10305	0.05869	10.5396	0.00000106
3.60	0.51218	673.245913	506.7580	2.4999961	0.00138	0.10128	0.05826	10.4737	0.00000106
3.70	0.52231	673.251739	507.8054	2.4999960	0.00136	0.09953	0.04555	10.4081	0.00000106

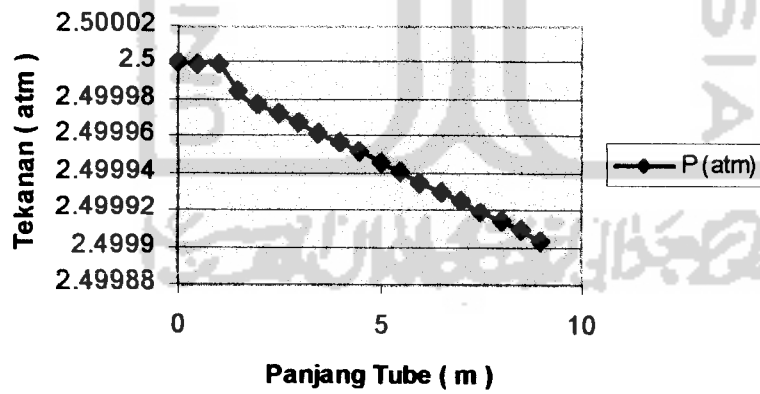
Z, m	Xa	T, K	Ts, K	P, atm	(-rA)	dX / dZ	dT / dZ	dTs / dZ	dP / dZ
3.80	0.53226	673.256294	508.8462	2.499996	0.00134	0.09779	0.05741	10.3430	0.00000106
3.90	0.54204	673.262035	509.8805	2.499996	0.00131	0.09608	0.05699	10.2782	0.00000106
4.00	0.55165	673.267734	510.9083	2.499996	0.00129	0.09438	0.05657	10.2139	0.00000106
4.10	0.56109	673.273391	511.9297	2.499996	0.00127	0.09271	0.05616	10.1500	0.00000106
4.20	0.57036	673.279007	512.9447	2.499995	0.00124	0.09105	0.05575	10.0865	0.00000106
4.30	0.57946	673.284582	513.9534	2.499995	0.00122	0.08941	0.05534	10.0234	0.00000106
4.40	0.58840	673.290116	514.9557	2.499995	0.00120	0.08779	0.05494	9.9607	0.00000106
4.50	0.59718	673.295610	515.9518	2.499995	0.00118	0.08619	0.05454	9.8984	0.00000106
4.60	0.60580	673.301064	516.9416	2.499995	0.00116	0.08461	0.05411	9.8365	0.00000106
4.70	0.61426	673.306505	517.9253	2.499995	0.00114	0.08305	0.05375	9.7750	0.00000106
4.80	0.62257	673.311880	518.9028	2.499995	0.00111	0.08151	0.05336	9.7138	0.00000106
4.90	0.62257	673.317216	519.8742	2.499995	0.00111	0.08154	0.05305	9.6530	0.00000106
5.00	0.63072	673.322520	520.8395	2.499995	0.00109	0.08002	0.05266	9.5926	0.00000106
5.10	0.63873	673.327786	521.7987	2.499994	0.00107	0.07852	0.05228	9.5326	0.00000106
5.20	0.64658	673.333014	522.7520	2.499994	0.00105	0.07704	0.05190	9.4730	0.00000106
5.30	0.65428	673.338204	523.6993	2.499994	0.00103	0.07557	0.05152	9.4137	0.00000106
5.40	0.66184	673.343356	524.6407	2.499994	0.00101	0.07413	0.05115	9.3548	0.00000106
5.50	0.66925	673.348471	525.5762	2.499994	0.00099	0.07271	0.05078	9.2963	0.00000106
5.60	0.67652	673.353549	526.5058	2.499994	0.00097	0.07130	0.05041	9.2381	0.00000106
5.70	0.68365	673.358590	527.4296	2.499994	0.00096	0.06992	0.05005	9.1803	0.00000106
5.80	0.69064	673.363595	528.3476	2.499994	0.00094	0.06855	0.04969	9.1229	0.00000106
5.90	0.69750	673.368564	529.2599	2.499994	0.00092	0.06721	0.04933	9.0658	0.00000106
6.00	0.70422	673.373497	530.1665	2.499994	0.00090	0.06589	0.04897	9.0091	0.00000106
6.10	0.71081	673.378120	531.0674	2.499993	0.00088	0.06458	0.04862	8.9527	0.00000106
6.20	0.71727	673.382983	531.9627	2.499993	0.00087	0.06329	0.04827	8.8967	0.00000106
6.30	0.72360	673.387810	532.8523	2.499993	0.00085	0.06203	0.04793	8.8410	0.00000106
6.40	0.72980	673.392603	533.7364	2.499993	0.00083	0.06078	0.04758	8.7857	0.00000106
6.50	0.73588	673.397361	534.6150	2.499993	0.00081	0.05956	0.04724	8.7307	0.00000106
6.60	0.74183	673.402085	535.4881	2.499993	0.00080	0.05835	0.04691	8.6761	0.00000106
6.70	0.74767	673.406776	536.3557	2.499993	0.00078	0.05716	0.04657	8.6218	0.00000106
6.80	0.75338	673.411433	537.2179	2.499993	0.00077	0.05599	0.04624	8.5679	0.00000106
6.90	0.75898	673.416057	538.0747	2.499993	0.00075	0.05484	0.04591	8.5143	0.00000106
7.00	0.76447	673.419358	538.9261	2.499992	0.00073	0.05370	0.04558	8.4609	0.00000106
7.10	0.76984	673.423916	539.7722	2.499992	0.00072	0.05259	0.04526	8.4080	0.00000106
7.20	0.77510	673.428442	540.6130	2.499992	0.00070	0.05150	0.04494	8.3554	0.00000106
7.30	0.78025	673.432935	541.4485	2.499992	0.00069	0.05042	0.04462	8.3031	0.00000106
7.40	0.78529	673.437397	542.2788	2.499992	0.00067	0.04937	0.04430	8.2511	0.00000106
7.50	0.79023	673.441827	543.1039	2.499992	0.00066	0.04833	0.04399	8.1995	0.00000106
7.60	0.79506	673.446226	543.9239	2.499992	0.00065	0.04731	0.04368	8.1482	0.00000106
7.70	0.79979	673.450594	544.7387	2.499992	0.00063	0.04630	0.04337	8.0972	0.00000106
7.80	0.80442	673.454931	545.5484	2.499992	0.00062	0.04532	0.04306	8.0465	0.00000106
7.90	0.80895	673.459237	546.3531	2.499992	0.00061	0.04435	0.04276	7.9962	0.00000106
8.00	0.81339	673.463513	547.1527	2.499991	0.00059	0.04340	0.04246	7.9462	0.00000106
8.10	0.81773	673.467759	547.9473	2.499991	0.00058	0.04247	0.04216	7.8964	0.00000106
8.20	0.82197	673.471975	548.7369	2.499991	0.00057	0.04155	0.04187	7.8470	0.00000106
8.30	0.82613	673.476162	549.5216	2.499991	0.00056	0.04065	0.04157	7.7979	0.00000106
8.40	0.83020	673.480319	550.3014	2.499991	0.00054	0.03977	0.04128	7.7491	0.00000106
8.50	0.83417	673.484447	551.0764	2.499991	0.00053	0.03890	0.04099	7.7006	0.00000106
8.60	0.83806	673.488547	551.8464	2.499991	0.00052	0.03805	0.04071	7.6524	0.00000106
8.70	0.84187	673.492617	552.6117	2.499991	0.00051	0.03722	0.04042	7.6046	0.00000106
8.80	0.84559	673.496660	553.3721	2.499991	0.00050	0.03640	0.04014	7.5570	0.00000106
8.90	0.84923	673.500674	554.1278	2.49999	0.00049	0.03560	0.0399	7.5097	0.00000106
9.00	0.85279	673.504660	554.8788	2.49999	0.00048	0.03481	0.03959	7.4627	0.00000106
9.10	0.85627	673.508619	555.6251	2.49999	0.00047	0.03404	0.03931	7.4160	0.00000106
9.20	0.85967	673.512550	556.3667	2.49999	0.00045	0.03328	0.03904	7.3696	0.00000106



Grafik 1.
Hubungan antara Suhu Reaktor
dengan Panjang Tube



Grafik 2.
Hubungan antara Tekanan dengan Panjang
Tube



Dari perhitungan excel didapatkan:

1. Konversi keluar reaktor	=	0.8492	=	0.85	
2. Panjang tube	=	8.9	m	=	350.3921 in
3. Tekanan keluar tube	=	2.499	atm		
4. Suhu keluar reaktor	=	673.5			
5. Suhu masuk shell	=	554.1278			

1. Menghitung Berat Katalis

Persamaan kinetika untuk reaktor fixed bed adalah:

$$\frac{dW}{F_{Ao}} = \frac{dX_a}{-r_A}$$

Pada persamaan diferensial neraca massa elemen volume:

$$\frac{dX_a}{dZ} = \frac{(-r_A) \pi ID^2 \rho_B N_t}{4 F_{Ao}}$$

$$\frac{dX_a}{(-r_A)} = \frac{\pi ID^2 \rho_B N_t dZ}{4 F_{Ao}}$$

Sehingga persamaan menjadi:

$$\frac{dW}{F_{Ao}} = \frac{\pi ID^2 \rho_B N_t dZ}{4 F_{Ao}}$$

$$dW = \frac{\pi ID^2 \rho_B N_t dZ}{4}$$

$$W = \frac{\pi ID^2 \rho_B N_t Z}{4}$$

$$= 31714.44396 \text{ kg}$$

2. Waktu Tinggal

$$V_t (\text{Volume reaktor}) = \left(\frac{\pi}{4}\right) * ID^2 * N_t * Z = 28.6715 \text{ m}^3$$

$$V_g (\text{Laju volumetrik umpan}) = 6.1953 \text{ m}^3/\text{det}$$

Sehingga:

$$t (\text{waktu tinggal}) = V_t/V_g = 4.6279 \text{ detik}$$

3. Spesifikasi Reaktor

a. Tube

Susunan pipa	=	Triangular pitch
Nominal pipa size (IPS)	=	1 in
Diameter luar (OD t)	=	1.32 in
Diameter dalam (ID t)	=	1.049 in
Sc number	=	40
Surface per lin ft		
Outside	=	0.344 ft ² /ft
Inside	=	0.274 ft ² /ft
Pitch	=	1.65 in
Clearence	=	0.33 in
Jumlah pipa	=	1450 pipa

b. Shell

Reaktor dirancang sebagai vessel silindris dengan head berbentuk toristopikal. Bahan yang dipakai adalah low alloy stell SA-203 grade D karena lebih murah dan tekanan sesuai yaitu berkisar antara 15 - 200 psia.

- Suhu operasi	=	716 - 788	F
- Suhu design dipilih	=	824	F
- Tekanan diizinkan	=	2500	psia
- P = 2.5 atm, untuk faktor keamanan = 10% maka P design	=	40.425	psia
- Jenis sambungan yang dipilih : Double welded butt joint, dengan E	=	0.8	
- Jari-jari dalam shell (ri)	=	39.6799	in
- Faktor korosi (c)	=	0.125	in

Tebal shell (ts)

$$ts = \frac{P r_i}{f E - 0.6 P} + c \quad (\text{Brownell, P.254})$$

$$= \frac{0.9369}{f E - 0.6 P} \text{ in}$$

Maka digunakan tebal standar = 1 in

c. Head

Bentuk head yang direncanakan adalah toristopikal (flanged dished head) yang sesuai dengan kisaran tekanan yaitu 15-200 psia dan ongkos pembuatan murah. Bahan yang digunakan untuk pembuatan head dan bottom adalah low alloy stell SA-203 grade D

Tebal Head (th)

$$th = \frac{0.885 P r_i}{f E - 0.1 P} + c$$

$$= \frac{0.8362}{f E - 0.1 P} \text{ in}$$

Digunakan tebal head standart 7/8 in

Tinggi head (Hh)

$$OD s = ID s + 2 ts$$

$$= 81.2336 \text{ in}$$

Digunakan OD shell standart = 84 in

Dari tabel 5.7 brownell dengan OD s 84 in dan ts 1 in

didapat :

icr	=	5 1/8 in	
r	=	84 in	
a	=	IDs/2	= 39.6799 in
AB	=	a - icr	= 34 5/9 in
BC	=	r - icr	= 78 7/8 in
AC	=	(BC ² - AB ²) ^{1/2}	= 70.9029 in
b	=	r - AC	= 13.0971 in

(Brownell, P.87)

Dari tabel 5.6 brownell hal. 88 dengan th 7/8 didapatkan sf = 1,5 - 4. Perancangan sf = 4 in

$$Hh = th + b + sf$$

$$= 17.9333 \text{ in}$$

d. Tinggi Reaktor

$$Hr = \text{Panjang tube} + 2 \text{ tinggi head}$$

$$= 386.2587 \text{ in}$$

$$= 15.2070 \text{ in}$$

e. Luas Permukaan Reaktor**Luas Shell Bagian Dalam**

$$A_{shi} = \pi * ID s * \text{tinggi shell}$$

$$= 87314.13 \text{ in}^2$$

Luas head dan bottom bagian dalam

$$A_{bhi} = 2 (\pi ID s sf + \pi ID s^2)$$

$$= 2491.8977 \text{ in}^2$$

$$\text{Sehingga luas bagian dalam reaktor} = 89806.0277 \text{ in}^2$$

Luas bagian luar

$$A_{sho} = \pi * OD s * \text{tinggi shell}$$

$$= 89375.6905 \text{ in}^2$$

f. Volume Reaktor

Volume head dan bottom

$$\begin{aligned} V_{hb} &= 2 (\text{Vol. head tanpa sf} + \text{Vol. pada sf}) \\ &= 2 (0,00049 \text{ IDs}^3 + (\pi/4) \text{ IDs}^2 \text{ sf}) \\ &= 40041.1111 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

Volume shell

$$\begin{aligned} V_s &= \pi/4 \text{ IDs}^2 \text{ tinggi shell} \\ &= 1732307.9735 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga volume reaktor} &= V_{hb} + V_s \\ &= 1772349.08 \text{ in}^3 \\ &= 29.0440 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

g. Menghitung saluran pada reaktor

$$D_{opt} = 226 W_m^{0.5} \rho^{-0.35} \quad (\text{R.K. Sinnott, Chem Eng Vol.6})$$

dimana :

$$\begin{aligned} D_{opt} &= \text{diameter optimum, mm} \\ W_m &= \text{kec. umpan masuk/keluar, kg/s} \\ \rho &= \text{densitas gas umpan, kg/m}^3 \end{aligned}$$

Diameter saluran gas masuk reaktor

$$\begin{aligned} W_m &= 5.5065 \text{ kg/s} \\ \rho &= 0.8888 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Maka:

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 650.4931 \text{ mm} \\ &= 25.6098 \text{ in} \end{aligned}$$

Diameter saluran gas keluar reaktor

Kondisi operasi :

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 673.5 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 2.4999 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$\rho = \frac{P}{RT} \times B_m$$

$$\rho = 1.2213 \text{ kg/m}^3$$

Maka:

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 494.4891 \text{ mm} \\ &= 19.46799 \text{ in} \end{aligned}$$

h. Lubang Pemasukkan dan Pengeluaran Pendingin

Diameter lubang pemasuk dan pengeluaran pendingin dihitung dengan persamaan coulson dan richarson :

$$D_{opt} = 282 G^{0.52} \rho^{-0.37}$$

dimana :

$$\begin{aligned} D_{opt} &= \text{diameter optimum, mm} \\ G &= \text{kec. Aliran massa, kg/s} &= 7.7654 \text{ kg/s} \\ \rho &= \text{densitas, kg/m}^3 &= 1850.07 \text{ kg/m}^3 \\ D_{opt} &= 50.6143 \text{ mm} \\ &= 1.9927 \text{ in} \end{aligned}$$

i. Penyangga Katalisator dan Penyangga Pipa

Tebal penyangga katalisator dan pemegang pipa dihitung dengan persamaan (13-27) Brownell & Young:

$$t = d [(3/16) \times (P/f)]^{1/2}$$

Dimana:

t = tebal, in

d = diameter pipa, in

f = tegangan maksimum yang diijinkan, psia

P = berat katalisator total/luas yang menahan katalisator, lb/in²

Untuk penyangga katalisator dipakai perforated plate:

$$\begin{aligned} \text{Luas perforated} &= 50\% \text{ luas total pipa} \\ &= 0.5 (Nt \times \text{luas pipa}) \\ &= 626.2657 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Berat katalisator total = 31714.4440 kg

Maka P = 50.6406 kg/in²

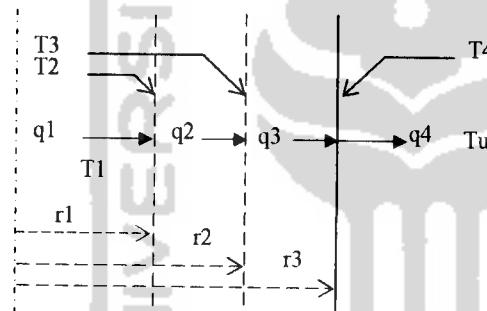
Material yang dipakai adalah alloy stell SA-203 Grade D, dengan f = 2500

Sehingga : t = 0.0646 in

j. Tebal Isolasi

Asumsi :

1. Keadaan steady state.
2. Suhu dalam reaktor sama dengan suhu permukaan dinding sebelah dalam shell, T1 = 538.03004 F
3. Suhu udara lingkungan, Tu = 303 K



- Keterangan :
- r1 = jari-jari dalam shell = 3.3067 ft
 - r2 = jari-jari luar shell = 3.3847 ft
 - r3 = jari-jari penyekat
 - Q1 = transfer panas konveksi dari pendingin ke dalam reaktor
 - Q2 = transfer panas konveksi dari dinding dalam ke luar reaktor
 - Q3 = transfer panas konveksi dari dinding luar reaktor ke dinding isolasi
 - Q4 = transfer panas konveksi dari dinding isolasi ke udara
 - T1 = suhu reaktor
 - Tu = suhu udara lingkungan

- Bahan penyekat yang digunakan adalah asbestos yang memiliki sifat :

Ka = 0.129 Btu/jam.ft.°F

pa = 36 lb/ft³

ea = 0.946

- Bahan dinding adalah steel SA.203 Grade D dengan sifat :

Ks = 23.25 Btu/jam.ft.°F

ps = 490 lb/ft³

es = 0.81

(Kern, 1956)

- Peristiwa perpindahan panas dari dinding dalam shell ke lingkungan meliputi :
 - a. Transfer panas konduksi pada dinding shell
 - b. Transfer panas konduksi pada isolator
 - c. Transfer panas radiasi dari dinding luar isolator ke lingkungan
 - d. Transfer panas konveksi dari dinding luar isolator ke udara luar
- Menghitung panas yang hilang jika tidak menggunakan isolator

$$\begin{aligned}
 T_s &= 538.03004 \text{ }^\circ\text{F} \\
 T_u &= 86 \text{ }^\circ\text{F} \\
 L &= 29.199387 \text{ ft} \\
 hc &= 0.19 \cdot (\Delta T)^{1/3} = 1.4582 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F} \\
 &\quad \text{(Mc. Adam, P.173)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 hr &= 0.2570 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F} \\
 Q_{\text{loss}} &= (hc + hr) \cdot A \cdot (T_s - T_u) \\
 &= 481222.29 \text{ Btu/jam} \\
 &\quad \text{(Mc. Adam, P.165)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panas yang hilang direncanakan 5\%} &= 48122.229 \text{ Btu/jam} \\
 Q_{\text{isolasi}} &= Q_{\text{loss}} - \text{panas hilang} \\
 &= 433100.059 \text{ Btu/jam}
 \end{aligned}$$

- Mencari tebal isolasi

$$Q_{\text{isolasi}} = \frac{2 \pi L (T_s - T_u)}{\frac{\ln(r_2/r_1)}{K_s} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{K_a}}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka:} \\
 454608.527 &= \frac{82889.72046}{0.00100 + (\ln(r_3/3.3847))/0.129}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 0.001 + (\ln(r_3/3.3847))/0.129 &= 0.1914 \\
 (\ln(r_3/3.3847))/0.129 &= 0.1904 \\
 \ln(r_3/3.3847) &= 0.0246 \\
 \ln r_3 - \ln 3.3847 &= 0.0246 \\
 \ln r_3 &= 1.2438 \\
 \text{sehingga diperoleh } r_3 &= 3.4689 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Tebal isolasi yang dibutuhkan sebesar 1.0099 in

k. Baffle

Baffle space berkisar antara (0.2 - 0.1) ID shell

$$\begin{aligned}
 \text{Diambil } 0.25 \text{ ID s, maka baffle segmental} &= 0.75 \text{ ID s} \\
 &= 59.5199 \text{ in}
 \end{aligned}$$

l. Beban Penyangga

$$1. \text{ Berat Shell} = \pi/4 Z (OD s^2 - ID_s^2) \rho_{\text{shell}}$$

$$\rho_{\text{baja}} = 490 \text{ lb/ft}^3$$

$$ID_s = 79.3598 \text{ in}$$

$$OD_s = 81.2336 \text{ in}$$

$$Z = 350.3921 \text{ in}$$

$$\text{Sehingga berat shell} = 23470.15684 \text{ lb}$$

$$= 10646.06314 \text{ kg}$$

2. Berat Head

$$\text{Berat head} = 2 (\pi/4) D_b^2 t \rho$$

$$D_b = \text{Blank diameter head}$$

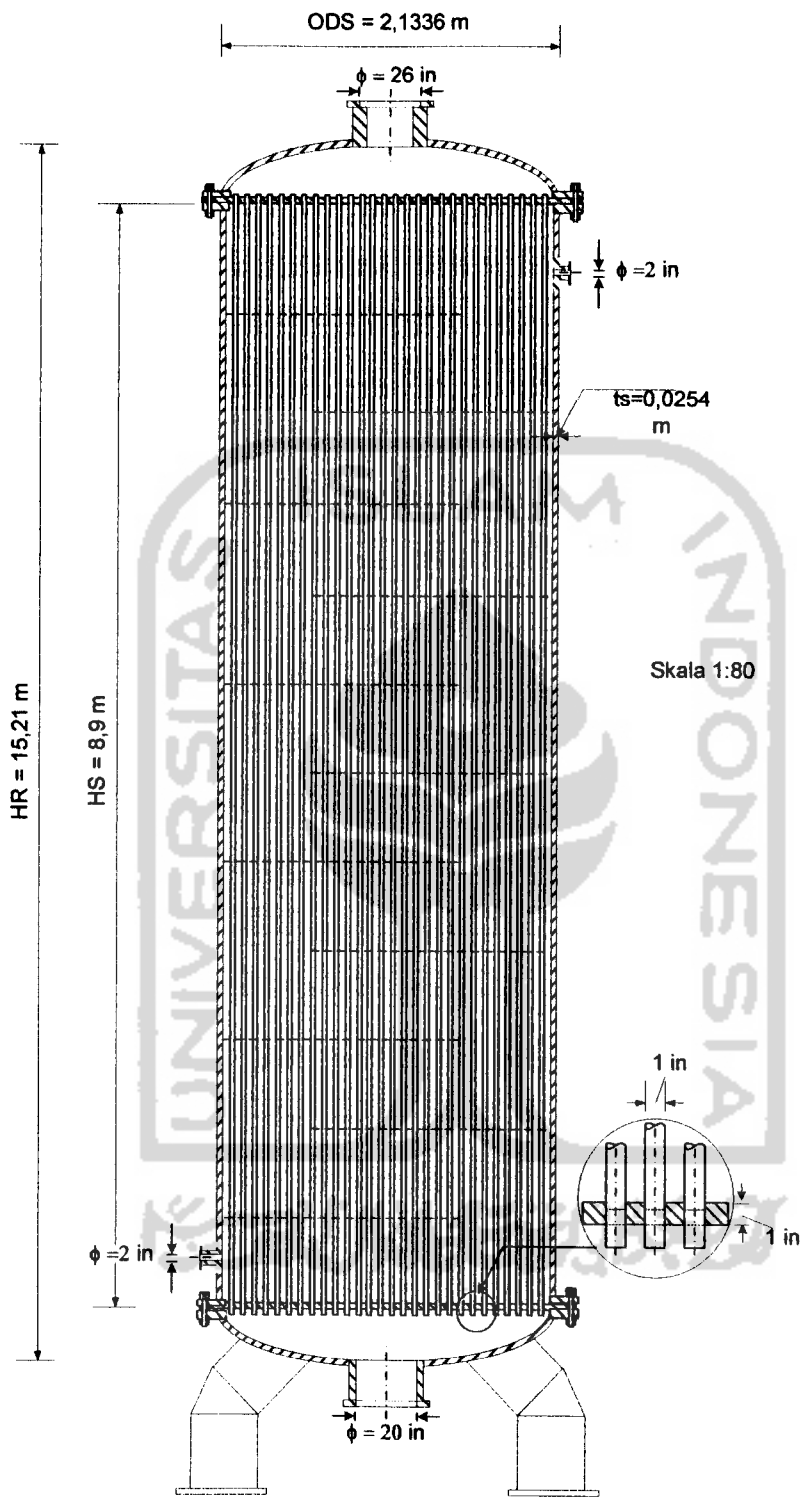
$$= OD_s + (OD_s/24) + 2 sf + 2/3 l_{cr} + t_h$$

$$= 92.8712 \text{ in}$$

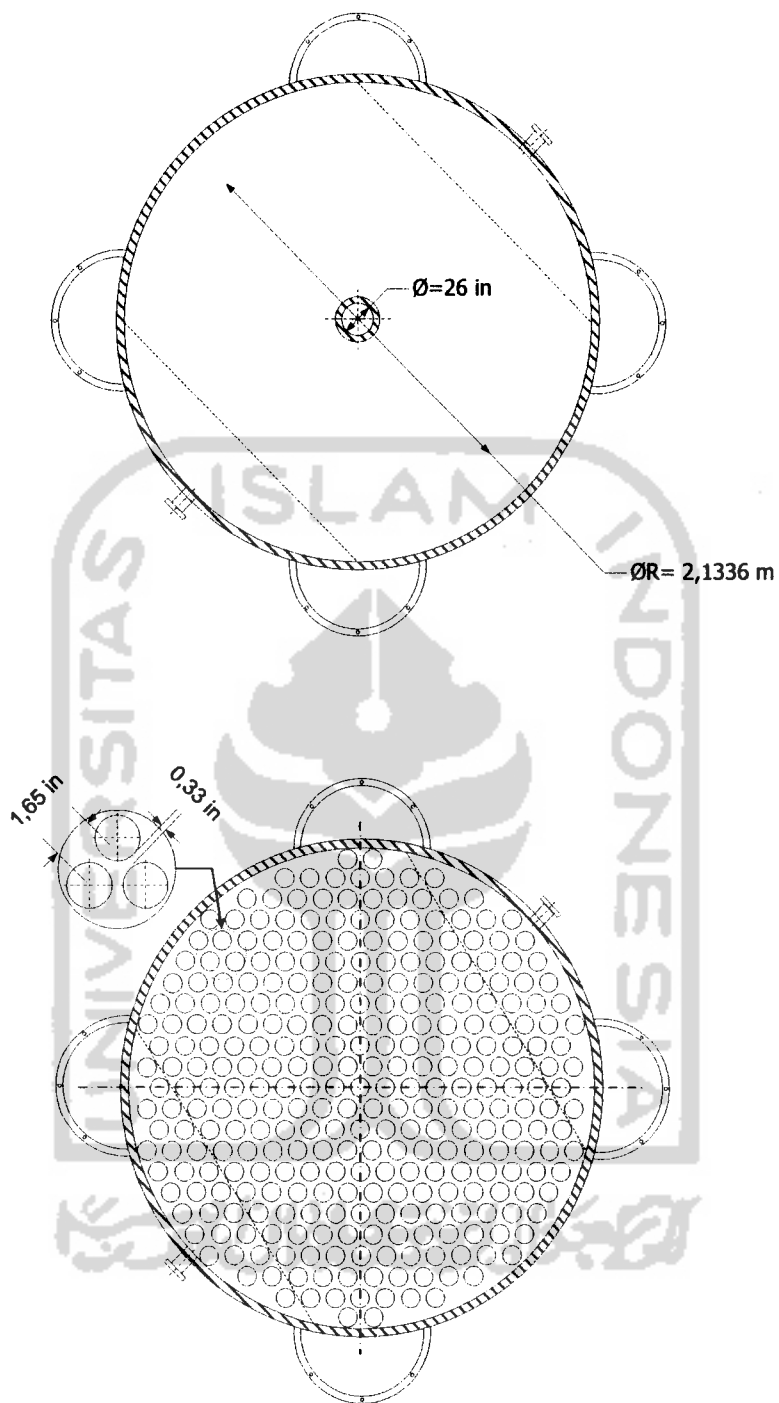
$$= 7.7393 \text{ ft}$$

$$\text{Maka berat head} = 43169.5302 \text{ lb}$$

$$= 19581.69889 \text{ kg}$$



Penampang Depan Reaktor Fixed bed Multitube



Penampang atas Reaktor Fixed bed Multitube

MENARA DISTILASI - 01

- Fungsi : Memisahkan Asam Benzoat dan Pthalic Anhidryd dari air.
 Tujuan :
1. Menentukan kondisi operasi
 2. Menentukan tipe bahan konstruksi kolom.
 3. Menghitung jumlah plate.
 4. Menentukan dimensi kolom.
 5. Menggunakan condensor total

komponen	BM	Ln Po = (A- ((B)/(T+C)))		
		A	B	C
Air	18.0000	18.3036	3.816.4400	-46.1300
AB	122.0000	17.1634	4.190.7000	-125.2000
PAN	148.0000	15.9984	4.467.0100	-83.1500

Umpan masuk menara (F)

komponen	kg/jam	kmol/jam	fraksi mol
Air	10.724,6439	595,8135	0,9800
AB	1.262,3993	10,3475	0,0170
PAN	269,8654	1,8234	0,0030
Total	12.256,9086	607,9844	1,0000

Recovery

Hasil atas menara (D)

komponen		kg/jam	kmol/jam	fraksi mol
Air	0,9999	10.723,5714	595,7539	0,99997
AB	0,0014	1,8071	0,0145	0,00002
PAN	0,0007	0,1889	0,0013	0,00000
Total		10.725,5674	595,7697	1,0000

Hasil bawah menara (B)

komponen		kg/jam	kmol/jam	fraksi mol
Air	0,0001	1,0725	0,0596	0,0049
AB	0,9986	1.260,5881	10,3327	0,8459
PAN	0,9993	269,6765	1,8221	0,1492
Total		1.531,3370	12,2144	1,0000

1. Kondisi Operasi Atas

Persamaan Antoine : $\ln P_o = (A - \frac{B}{T+C})$

Kondisi operasi atas menara terjadi pada keadaan Dew Point (titik embun), $\sum X_i = \sum (y_i/k_i) = 1$

Kondisi operasi : $P = 2.5 \text{ atm} = 1900,0000 \text{ mmHg}$

$T = 125,113 \text{ }^\circ\text{C} = 401,2433 \text{ K}$

komponen	fraksi mol, y_i	P_o	$k_i = P_o/P_t$	$x_i = y_i/k_i$	$\alpha = k_i/k_{hk}$	
Air	0,999973	1.913,1258	1,0069	0,9931	270,7447	lk
AB	0,000025	7,2579	0,0038	0,0065	1,0271	
PAN	0,000002	7,0662	0,0037	0,0006	1,0000	hk
total	1,0000	774,8204	1,0144	1,0002	272,7718	

2. Kondisi Operasi Bawah

Kondisi operasi bawah menara terjadi pada keadaan Bubble point (titik didih), $\sum y_i = \sum(k_i \cdot x_i) = 1$
maka $\sum y_i = \sum x_i \cdot k_i$

Kondisi operasi : $P = 2.84 \text{ atm} = 2158,4000 \text{ mmHg}$
 $T = 102,1047 \text{ }^\circ\text{C} = 565,1047 \text{ K}$

komponen	fraksi mol, x_i	P_o	$k_i = P_o/P_t$	$y_i = x_i \cdot k_i$	$\alpha = k_i/k_{hk}$	
Air	0,0049	56.942,2235	26,3817	0,1287	68,0280	lk
AB	0,8459	2.073,5517	0,9607	0,8127	2,4772	
PAN	0,1492	837,0410	0,3878	0,0579	1,0000	hk
total	1,0000	30.827,7443	27,7302	0,9992	89,5047	

3. Kondisi Operasi Umpan

Kondisi operasi umpan menara terjadi pada keadaan Bubble Point (titik didih), $\sum y_i = \sum(k_i \cdot x_i) = 1$
maka $\sum y_i = \sum x_i \cdot k_i$

Kondisi operasi : $P = 2.83 \text{ atm} = 2.150,8000 \text{ mmHg}$
 $T = 132,8340 \text{ }^\circ\text{C} = 405,8340 \text{ K}$

komponen	fraksi mol, x_i	P_o	$k_i = P_o/P_t$	$y_i = x_i \cdot k_i$	$\alpha = k_i/k_{hk}$	
Air	0,9800	2.194,3781	1,0203	0,9998	254,3089	lk
AB	0,0170	9,3038	0,0043	0,00007	1,0782	
PAN	0,0030	8,6288	0,0040	0,00001	1,0000	hk
total	1,0000	2.212,3107	1,0286	0,9999	256,3871	

Pengecekan LK-HK

$$\beta = \left\{ \left[\frac{\alpha_i - 1}{\alpha_{lk} - 1} \right] \left[\frac{(X_{d, lk} \cdot D)}{(Z_{fi, lk} \cdot F)} \right] \right\} + \left\{ \left[\frac{\alpha_{lk} - \alpha_i}{\alpha_{lk} - 1} \right] \left[\frac{(X_{d, hk} \cdot D)}{(z_{fi, hk} \cdot F)} \right] \right\}$$

Dimana:

$\beta < -0.01$: Komponen i \rightarrow kebawah
 $\beta > 1.01$: Komponen i \rightarrow keatas
 $-0.01 < \beta < 1.01$: Distribusi komponen (atas dan bawah)

1. $\beta_{\text{air}} = 0,0017$ (atas dan bawah) \rightarrow betul
 2. $\beta_{\text{ab}} = 0,000001$ (atas dan bawah) \rightarrow betul
 3. $\beta_{\text{pan}} = 0,000001$ (atas dan bawah) \rightarrow betul

Perhitungan komponen yang sebenarnya:

Maka pemilihan LK_HK sudah betul

$$\frac{d_i}{b_i} = \frac{[\alpha_{avg}]^{N_{min}} [(d_{hk}) (b_{hk})]}{f_i = d_i + b_i}$$

$$N_{min} = \frac{\log \left(\frac{X_{lk}}{X_{hk}} \right)_d \cdot \left(\frac{X_{hk}}{X_{lk}} \right)_b}{\log \alpha_{avg}}$$

$$\alpha_{avg} = (\alpha_{lk, d} \cdot \alpha_{lk, b})^{0,5} = 135,7137$$

Maka:

$$N_{min} = 3,3548$$

Sehingga didapatkan komponen sebenarnya yaitu:

Hasil atas menara (D)

komponen	kg/jam	kmol/jam	fraksi mol
Air	10.723,5714	595,7540	0,999973
AB	1,8071	0,0148	0,000025
PAN	0,1889	0,0013	0,0000021
Total	10.725,5674	595,7701	1,0000

Hasil bawah menara (B)

komponen	kg/jam	kmol/jam	fraksi mol
Air	1,0725	0,0596	0,0049
AB	1.260,5881	10,3327	0,8459
PAN	269,6765	1,8221	0,1492
Total	1.531,3370	12,2144	1,0000



A. Menentukan Jumlah Plate dan Feed Plate

1. Perhitungan Reflux Minimum (Rmin)

Dari persamaan Underwood 9.165 :

umpan masuk menara pada keadaan bubble point (titik didih) sehingga q=1 (cair jenuh)

$$(1-q) =$$

$$\frac{\sum(\alpha_i X_{if})}{(\alpha_j - \theta)}$$

komponen	α atas	α bawah	α rata-rata
Air	270,7447	68,0280	135,7137
AB	1,0271	2,4772	1,5951
PAN	1,0000	1,0000	1,0000

dengan cara trial dan error didapat nilai θ :

θ	hasil
1,00245	0,0002

dari metode trial dan error didapat nilai $\theta = 1,0024$

$$R_{min+1} = \frac{\sum(\alpha_{id} X_{id})}{(\alpha_j - \theta)}$$

$$= 1,0039$$

$$R_{min} = 0,0017$$

$$R = 1,40 R_{min}$$

$$= 0,0023$$

2. Jumlah Plate Minimum

$$(\alpha_k \cdot \alpha_{hk})_{avg} = (\alpha_k \cdot \alpha_{hk})^{0,5}$$

$$= 135,7137$$

$$N_{min} = \frac{\log \left(\frac{X_{lk}}{X_{hk}} \right)_d \cdot \left(\frac{X_{hk}}{X_{lk}} \right)_b}{\log \alpha_{avg}}$$

$$= 3,3548$$

3. Penentuan jumlah plate

Persamaan yang cukup akurat menjabarkan korelasi Gilliland ini adalah persamaan Molokanov.

$$Y = 1 - X^B = \frac{N - N_{min}}{N + 1}$$

$$B = 0,105 \log(X) + 0,440 \quad (Walas, S.M., P.397)$$

Dengan : $X = \frac{(R - R_{min})}{(R + 1)} = 0,0007$

Diperoleh : $Y = 0,5400$ $B = 0,1060$

Maka jumlah plate :

$$N = \frac{(N_{min} + Y)}{(1 - Y)} = 8,4672$$

Efficiency plate, E_o

$$\mu_{camp} = 0,4167 \text{ cp} = 0,0290$$

$$E_o = 49 \% = 0,4900$$

Jumlah Plate Aktual (perancangan)

$$N_{actual} = N / E_o$$

$$= 17,2800 \approx 18 \text{ plate}$$

Jumlah plate tanpa reboiler = 17 plate

4. Letak Feed Plate

$$\log \frac{N_r}{N_s} = 0,206 \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{X_f, H_k}{X_f, L_k} \right) \left(\frac{X_b, L_k}{X_d, H_k} \right)^2 \right]$$

dimana :

$$\begin{aligned} N_r &: \text{Jumlah plate umpan dihitung dari atas (top)} \\ N_s &: \text{Jumlah plate umpan dihitung dari bawah (bottom)} \\ N_r/N_s &= 3,2925 \\ N_r + N_s &= N_{act} - 1 \\ N_s &= 3,9604 = 3 \end{aligned}$$

Jadi feed terletak antara plate 13 dengan 14

B. Menentukan Dimensi Menara

1. Menentukan Diameter Menara

Tray spacing (Ts) : 0.3 - 0.6 m

Diambil tray spacing (Ts) = 0.60 m

(Coulson & Richardson, P.448)

Kecepatan uap maximum;

$$F_{LV} = \frac{Lw}{Vw} \cdot \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} \quad uv = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

kecepatan linear vapour yang diijinkan 65-80 % v max Timmerhouse p658 supaya tdk tjd flooding, maka dipilih superficial velocity 65% dari V max

$$D_c = \sqrt{\frac{4 Vw}{\pi \cdot \rho_v \cdot uv}}$$

Keterangan :

- Uv = kecepatan uap masuk yang diijinkan berdasarkan luas tampang total menara, m/s
- Vw = kecepatan uap/cairan maksimum, m/s
- Is = plate spacing, m
- Dc = Diameter kolom, m

Enriching section

densitas cairan (ρL)

Komponen	yi	ρ (kg/m ³)	yi . ρ
Air	0,99997	955,5603	955,5344
Asam Benzoat	0,00002	986,4649	0,0246
Pthaliic Anhidrid	0,00000	1.236,7447	0,0026
Total	1,0000		955,5617

densitas cairan (ρL) = 955,5617 kg/m³

BMcamp = 18,0029 kg/kmol

densitas uap (ρv) = $\frac{Bm_{camp} \cdot P}{R \cdot T}$ = 1,3669 kg/m³

Kecepatan uap (V) = (R + 1) * D = 10.750,3904 kg/jam

Kecepatan cair (L) = V - D = 24,8230 kg/jam

Uv max = 2,6421 m/s

Uv = 1,7174 m/s

Vw = 10750,3904 kg/jam = 2,9862 kg/s

Dc = 1,3570 m = 4,4524 ft

Stripping section

densitas cairan (ρL)

Komponen	xi	ρ (kg/m ³)	xi . ρ
Air	0,0049	780,4910	3,8072
Asam Benzoat	0,8459	860,3750	727,8279
Pthaliic Anhidrid	0,1492	1,093,6400	163,1486
Total	1,0000	2.734,5060	894,7837

densitas cairan (ρ_L) = 894.7837 kg/m³
 BMCamp = 125.3714 kg/kmol
 densitas uap (ρ_v) = $\frac{Bmcamp \cdot P}{R \cdot T}$ = 7.6781 kg/m³
 Kecepatan uap (v) = L' - B = 10.750.3946 kg/jam
 Kecepatan cair (L') = L + F = 12.281.7316 kg/jam

Uv max = 1,1824 m/s
 Uv = 0,7685 m/s
 Vw = 10750.3946 kg/jam = 2.9862 kg/s
 Dc = 0,8559 m = 2.8082 ft

2. Perancangan plate

- Diamter coloumn (Dc) =
- Luas penampang coloumn (Ac) =
- Luas downcomer (Ad) = 0.12 Ac
- Luas net area (An) = Ac - Ad
- Luas active area (Aa) = Ac - 2 Ad
- Luas hole area (Ah) = 0.1 Aa

seksi enriching		seksi striping	
1,3570	m	1,3570	m
1,4456	m ²	1,4456	m ²
0,1735	m ²	0,1735	m ²
1,2721	m ²	1,2721	m ²
1,0986	m ²	1,0986	m ²
0,1099	m ²	0,1099	m ²

3. Penentuan Jumlah Plate

a. Panjang weir

Panjang weir (tw) merupakan fungsi Ad/Ac yang telah digrafikan (fig 11.31, coulson) untuk : Ad = 0.12ac, didapat tw/Dc = 0.76

seksi enriching

tw = 1,0313 m

seksi striping

tw = 1,0313 m

dalam perancangan dipilih

Take weir height (hw) = 50 mm = 0,05 m
 Hole diameter (Dh) = 5 mm = 0,005 m
 Plate thickness / tebal plate = 5 mm = 0,005 m

b. Check weeping

seksi Enriching

Kecepatan uap (v) = (R + 1) D = 10.750.3904 kg/jam = 2.9862 kg/s
 Kecepatan cair (L) = R . D = 24.8230 kg/jam = 0,0069 kg/s
 max Lw = 0,0069 kg/s
 turn down rate diambil = 0.8
 how = west crost, mm cairan

max how = $750 \left[\frac{Lw}{\rho \cdot tw} \right]^{2/3}$ = 0,2744 mm liquid

min Lw = 0,2195 mm liquid

min how = $750 \left[\frac{Lw}{\rho \cdot tw} \right]^{2/3}$ = 2,7557 mm liquid

min how + hw = 52,7557 mm

dari Fig 11.30 diperoleh K2 =
 dari persamaan 11.84 coulson, kecepatan uap min design :

Uh min = $\frac{[K_2 - 0.90 \cdot (25.4 - dh)]}{(\rho v)^{0.5}}$

Uh min = 6,1108 m/s

kecepatan fase uap

Qv = (V . BM vapour) / ρv
 = 7864.6956 m³/jam
 = 2,1846 m³/s

kecepatan uap minimum

$$\begin{aligned} V_h &= (0.8 Q_v) / A_h \\ &= 15.9082 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$V_h > U_{hmin}$ sehingga tidak terjadi weeping

seksi Stripping

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan uap (v)} &= L' - B &= 10.750.3946 \text{ kg/jam} & 2.9862 \text{ kg/s} \\ \text{Kecepatan cair (L)} &= L + F &= 12.281.7316 \text{ kg/jam} & 3.4116 \text{ kg/s} \\ &\text{max } L_w &= 3.4116 \text{ kg/s} \\ \text{turn down rate diambil} &= 0.8 \\ \text{how} &= \text{west crost, mm cairan} \end{aligned}$$

$$\text{max how} = 750 \left[\frac{L_w}{\rho_L \cdot t_w} \right]^{2/3} = 17.9318 \text{ mm liquid}$$

$$\text{min } L_w = 14.3454 \text{ mm liquid}$$

$$\text{min how} = 750 \left[\frac{L_w}{\rho_L \cdot t_w} \right]^{2/3} = 46.7154 \text{ mm liquid}$$

$$\text{min how} + h_w = 96.7154 \text{ mm}$$

$$\text{dari Fig 11.30 diperoleh } K_2 = 30.8$$

dari persamaan 11.84 coulson, kecepatan uap min design :

$$U_{h \text{ min}} = \frac{[K_2 - 0.90 \cdot (25.4 - d_h)]}{(\rho_v)^{0.5}}$$

$$U_{h \text{ min}} = 2.8671 \text{ m/s}$$

kecepatan fase uap

$$\begin{aligned} Q_v &= (V \cdot \text{BM vapour}) / \rho_v \\ &= 1400.1288 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0.3889 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

c. Plate Pressure Drop

$$\text{Dry plate drop (hd)} = 51 \cdot \left[\frac{U_h}{C_o} \right]^2 \cdot \frac{\rho_v}{\rho_L} \quad (\text{coulson \& Richarson p 468 pers 11.88})$$

$$U_h = \text{kec uap melalui hole, m/s}$$

$$C_o = \text{koef discharge sieve plate}$$

C_o mrpk fungsi tebal plate, d hole dan perbandingan area hole dan active area (coulson p468)

Seksi Enriching

kecepatan uap max melalui hole

$$\begin{aligned} U_{h \text{ max}} &= Q_v / A_h \\ &= 19.8852 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_h / A_p &\approx A_h / A_a = 0.1 \\ \text{tebal plate} / d_h &= 1 \end{aligned}$$

dari fig 11.34, p 467, coulson, diperoleh $C_o = 0.84$

$$h_d = 40.8841 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Residu Head (hr)} = \frac{12.5 \cdot 10^3}{\rho_L} \quad (\text{coulson \& Richarson p 468 pers 11.89})$$

$$hr = 13.0813 \text{ mm liquid}$$

$$\begin{aligned} \text{Total plate drop (ht)} &= h_d + (h_w + h_{ov} \text{ mm liquid}) \\ &= 104.2398 \end{aligned}$$

seksi Stripping

kecepatan uap max melalui hole

$$\begin{aligned}
 U_{h \max} &= Q_v / A_h \\
 &= 3,5401 \text{ m/s} \\
 A_h / A_p &= A_h / A_a = 0,1 \\
 \text{tebal plate / } d_h &= 1 \\
 \text{dari fig 11.34, p 467, coulson, diperoleh } C_o &= 0,84 \\
 h_d &= 7,7729 \text{ mm liquid}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Residu Head (hr)} &= \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho L} \quad (\text{coulson \& Richarson p 468 pers 11,89}) \\
 \text{hr} &= 13,9699 \text{ mm liquid}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total plate drop (ht)} &= h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r \\
 &= 89,6745 \text{ mm liquid}
 \end{aligned}$$

d. Total Pressure Drop

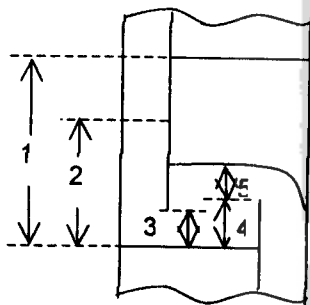
dipilih harga ht yang paling besar, yaitu dari seksi enriching

$$\begin{aligned}
 h_t &= 104,2398 \text{ mm liquid} \\
 \Delta P_t &= 9,81 \cdot 10^{-3} \cdot h_t \cdot \rho L \\
 &= 977,1502 \text{ Pa} = 0,0096 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

e. Menentukan jumlah Hole

$$\begin{aligned}
 \text{Luas satuan hole} &= \frac{\pi}{4} \cdot (d_h)^2 \\
 &= 0,000019625 \text{ mm}^2 \\
 \text{Jumlah hole bawah} &= A_h / \text{luas satuan hole} = 5598 \\
 \text{Jumlah hole atas} &= A_h / \text{luas satuan hole} = 5598
 \end{aligned}$$

3. Downcomer liquid back-up



Keterangan :

1. ts = tray spacing
2. hb = downcomer back-up, diukur dr permukaan plate, m
3. hap = tinggi celah antara dinding downcomer dgn plate
4. hw = tinggi weir
5. how = ketinggian cairan diatas weir

lead loss in the downcomer

$$\begin{aligned}
 h_{ap} &= h_w - (5-10 \text{ mm}) \\
 \text{diambil } h_{ap} &= h_w - 10 \text{ mm} \\
 &= 40 \text{ mm} = 0,04 \text{ m} \\
 \text{luas di bawah downcomer (Aap)} &= h_{ap} \cdot T_w \quad (\text{Coulson pers 11,93 p 469}) \\
 \text{Top} &= 0,0041 \text{ m}^2 \\
 \text{Ad} &= 0,1735 \text{ m}^2 \\
 \text{Bottom} &= 0,1735 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$A_{ap} = A_m$$

$$h_{dc} = 166 \cdot \left[\frac{L_{wd}}{\rho L A_m} \right]^2 \quad (\text{Coulson p 468 pers 11,92})$$

dimana :

$$L_{wd} = \text{kec alir cairan pd downcomer}$$

$$\begin{aligned} \text{hdc} &= \text{head loss pd downcomer} \\ \text{Top hdc} &= 0.0005079 \text{ mm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{hb} &= (\text{hw} + \text{how max}) + \text{ht} + \text{hdc} \\ &= 154.5147 \text{ mm} = 0.1545 \text{ m} \\ \text{utk menghindari flooding sebaiknya } \text{hb} &< 0.5 (\text{ts} + \text{tw}) \\ 0.5 (\text{Ts} + \text{tw}) &= 0.3094 \text{ m} \quad \text{memenuhi} \\ \text{bottom hdc} &= 2.2156 \text{ mm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{hb} &= (\text{hw} + \text{how max}) + \text{ht} + \text{hdc} \\ &= 159.8218 \text{ mm} = 0.1523 \text{ m} \end{aligned}$$

a. Check resident Time

Min resint time = 3 detik

$$\begin{aligned} \text{tr} &= \frac{\text{Ad} \cdot \text{hb} \cdot \rho_L}{\text{Lwd}} \quad (\text{Coulson pers 11.95 p 470}) \\ \text{Top tr} &= 3714.4448 \text{ s} \\ \text{Bottom tr} &= 6.9276 \text{ s} \end{aligned}$$

b. Maximum vapour velocity

$$\text{FLV} = \frac{\text{Lw}}{\text{Vw}} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad (\text{Coulson p 460 pers 11.82})$$

dimana :

Lw = kec aliran cairan kg/s
Vw = kec aliran uap kg/s
Flv = faktor aliran cairan uap

$$\text{uf} = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (\text{Coulson p 460 pers 11.82})$$

dimana :

uf = kec flooding uap m/s
k = konstanta yg mrpk fungsi Flv dan Lt

Seksi enriching

$$\text{Flv} = 0.0001$$

dari fig 11.27 coulson untuk tray spacing 0.6 maka k = 0.1

karena maximal superficial velocity terjadi pada keadaan flooding maka :

$$\text{uf} = 2.6421 \text{ m/s}$$

agar tidak terjadi flooding superficial velocity 65%

$$\text{uf} = 1.7174 \text{ m/s}$$

Seksi stripping

$$\text{Flv} = 0.1058$$

dari fig 11.27 coulson untuk tray spacing 0.6 maka k = 0.11

$$\text{uf} = 1.1824 \text{ m/s}$$

agar tidak terjadi flooding superficial velocity 65%

$$\text{uf} = 0.7685 \text{ m/s}$$

c. Check entrainment

$$\% \text{ foading} = \left(\frac{\text{Uv}}{\text{Uf}} \right) 100 \%$$

Seksi enriching

$$\begin{aligned}
 U_v &= 1,5113 \text{ m/s} \\
 \% \text{ foading} &= 57,2000 \% \\
 \text{dari fig 11.29 coulson} \\
 \% \text{ foading} &= 57,2000 \quad \text{dan Flv} = 0,0001 \\
 \psi &= 0,09 \\
 \text{syarat : } \psi < 0,1 &\rightarrow \text{memenuhi}
 \end{aligned}$$

Seksi stripping

$$\begin{aligned}
 U_v &= 0,2690 \text{ m/s} \\
 \% \text{ foading} &= 22,7550 \% \\
 \text{dari fig 11.29 coulson} \\
 \% \text{ foading} &= 22,7550 \quad \text{dan Flv} = 0,0685 \\
 y &= 0,0025 \text{ memenuhi}
 \end{aligned}$$

4. Menentukan Tebal Dinding Menara

a. Tebal Shell

Diameter menara

$$\begin{aligned}
 \bullet \text{ Seksi enriching} &= 1,3570 \text{ m} = 53,4254 \text{ in} \\
 \bullet \text{ Seksi stripping} &= 1,3570 \text{ m} = 53,4254 \text{ in} \\
 \text{Tekanan Perancangan} &= 1,1 \text{ P operasi} = 43,1739 \text{ Psia}
 \end{aligned}$$

Bahan konstruksi = Alloy steel SA 203 grade D

$$\begin{aligned}
 \bullet \text{ allowable stress (f)} &= 16.250 \text{ psia} \\
 \bullet \text{ factor friksi} &= 0,125 \text{ in} \\
 \bullet \text{ efisiensi sambungan} &= 0,8
 \end{aligned}$$

Tebal shell (ts)

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + c \quad (\text{Brownell, P. 251})$$

Seksi enriching

$$\begin{aligned}
 t_s &= 0,2139 \text{ in} \\
 \text{dipakai tebal shell standar} &= 1/4 \text{ in} \\
 \text{OD} &= \text{ID} + 2t = 53,8531 \text{ in} = 1,3679 \text{ m} \\
 \text{Dari tabel 5.7, Brownell - Young, OD yang sesuai adalah} &= 54 \text{ in} \\
 \text{ID koreksi} &= \text{OD} - 2t = 53,5722 \text{ in} = 1,3607 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Seksi stripping

$$\begin{aligned}
 t_s &= 0,2139 \text{ in} \\
 \text{dipakai tebal shell standar} &= 1/4 \text{ in} \\
 \text{OD} &= \text{ID} + 2t = 53,8531 \text{ in} = 1,3679 \text{ m} \\
 \text{Dari tabel 5.7, Brownell - Young, OD yang sesuai adalah} &= 54 \text{ m} \\
 \text{ID koreksi} &= \text{OD} - 2t = 53,5722 \text{ in} = 1,3607 \text{ m}
 \end{aligned}$$

b. Tebal Head

Bentuk head = torispherical dished head

$$t_h = \frac{0,885P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,1P} + c \quad (\text{Brownell, pers. 13.12})$$

$$\begin{aligned}
 t_h &= 0,2838 \text{ in} \\
 \text{dipilih tebal standart (th)} &= 3/8 \text{ in}
 \end{aligned}$$

c. Menentukan Jarak Puncak dengan Straight Flange

Dari tabel 5.6, Brownell, straight flange (sf) antara (1,5-3) (Brownell, pers. 13.12)

$$\text{dipilih straight flange (sf)} = 2 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7, Brownell - Young, diperoleh :

		Seksi enriching in	Seksi stripping
	ri	= 54 in	54 in
	icr	= 4 3/8 in	4 in
	icr / OD	= 0,0810	0,0810 in
a	= ID/2	= 26,7861 in	26,7861 in
AB	= a - icr	= 22 2/5 in	22 2/5 in
BC	= r - icr	= 49 5/8 in	49 5/8 in
AC	= $(BC^2 - AB^2)^{1/2}$	= 44,2762 in	44,2762 in
b	= r - AC	= 9,7238 in	9,7238 in
Hh	= th + b + sf	= 12,0988 in	12,0988 in

5. Menentukan Tinggi Menara

$$\text{Volume head bottom} = 0.000049 \text{ ID}^3 = 7.5338 \text{ in}^3 = 0,0001 \text{ m}^3$$

$$Q_{\text{bottom}} = L / \rho L = 0,0038 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\theta = 3714,4448 \text{ s}$$

$$\text{Vol cairan} = Q * \text{tr} = 14,1623$$

$$\text{tinggi cairan} = (\text{Vol cairan} - \text{Vol head}) / A_c = 9,7970 \text{ m}$$

$$\text{Tray spacing (Ts)} = 0,6 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi kolom} = (\text{Nact} - 1) \text{ Ts} = 9,6 \text{ m}$$

$$\text{Ruang kosong diatas plate pertama} = 10\% \cdot \text{tinggi kolom} = 0,9600 \text{ m}$$

$$\text{Ruang kosong dibawah plate terakhir} = 15\% \text{ tinggi kolom} = 1,4400 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi menara} = 11,0400 \text{ m}$$

$$\text{Hh top} + \text{Hh bottom} = 24,1976 \text{ in} = 0,6146 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total menara} = 11,6546 \text{ m}$$

6. Nozzel

$$D_{\text{opt}} = 226 W_m^{0.5} \rho^{-0.35} \quad (\text{R.K. Sinnott, Chem Eng Vol.6})$$

dimana :

$$D_{\text{opt}} = \text{diameter optimum, mm}$$

$$W_m = \text{kec. umpan masuk/keluar, kg/s}$$

$$\rho = \text{densitas gas umpan, kg/m}^3$$

a. Pipa Pemasukan Umpan Menara Distilasi

Komponen	yi	ρ (kg/m ³)	yi . ρ
Air	0,9800	953,74	934,6485
Asam Benzoat	0,0170	985,08	16,7655
Phthalic Anhidrid	0,0030	1.235,17	3,7044
Total	1,0000		955,1184

$$\rho = 955,1184 \text{ kg/m}^3$$

$$W_m = 3,4047 \text{ kg/s}$$

$$= 37,7683 \text{ mm}$$

$$1,4869 \text{ in}$$

dipakai pipa dengan ukuran standart :

$$\text{ID} = 1,610 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1,920 \text{ in}$$

b. Pipa Pemasukan Refluks Menara Distilasi

$$\rho = 955,5617 \text{ kg/m}^3$$

$$W_m = 0,0069 \text{ kg/s}$$

$$D_{\text{opt}} = 1,6994 \text{ mm}$$

$$0,0669 \text{ in}$$

dipakai pipa dengan ukuran standart : ID = 0.269 in
OD = 0.405 in

c. Pipa Pemasukan Uap Boiler

ρ = 7,6781 kg/m³
 W_m = 2,9862 kg/s
 D_{opt} = 191.3505 mm 7.5335 in

dipakai pipa dengan ukuran standart : ID = 10.020 in
OD = 10.750 in

d. Pipa Pengeluaran Uap Puncak Menara Distilasi

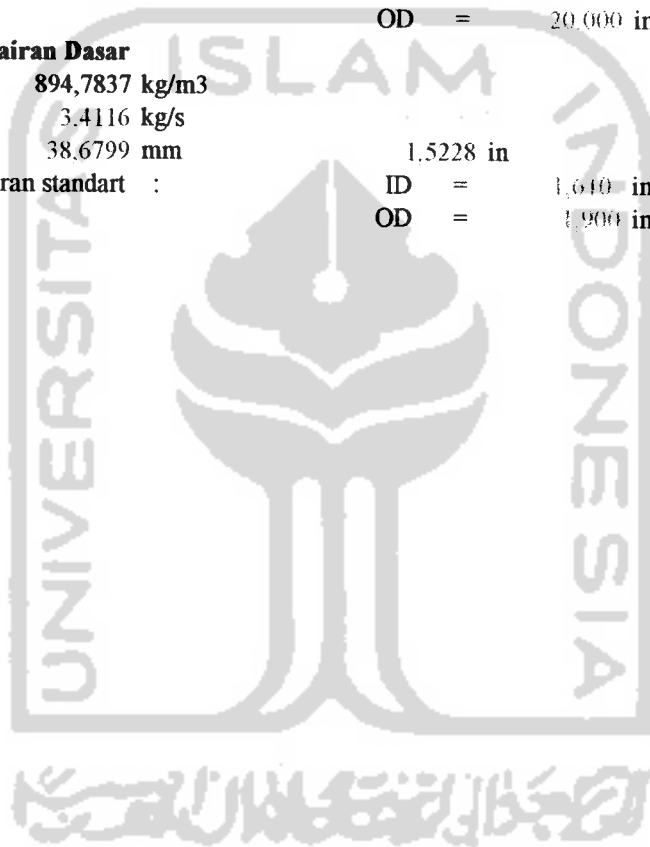
ρ = 1,3669 kg/m³
 W_m = 2,9862 kg/s
 D_{opt} = 350.0737 mm 13.7824 in

dipakai pipa dengan ukuran standart : ID = 19.250 in
OD = 20.000 in

e. Pipa Pengeluaran Cairan Dasar

ρ = 894,7837 kg/m³
 W_m = 3.4116 kg/s
 D_{opt} = 38.6799 mm 1.5228 in

dipakai pipa dengan ukuran standart : ID = 1.610 in
OD = 1.900 in



MENARA DISTILASI - 02

- Fungsi : Memiasahkan ethanol dari air.
 Tujuan :
 1. Menentukan kondisi operasi
 2. Menentukan tipe bahan konstruksi kolom.
 3. Menghitung jumlah plate.
 4. Menentukan dimensi kolom.
 5. Menggunakan condensor total

komponen	BM	Ln Po = (A- ((B)/(T+C)))		
		A	B	C
H ₂ O	18,0000	18,3036	3.816,4400	-46,1300
C ₆ H ₅ C ₀ OH	122,0000	17,1634	4.190,7000	-125,2000
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	148,0000	15,9984	4.467,0100	-83,1500

Umpan masuk menara (F)

komponen	kg/jam	kmol/jam	fraksi mol
H ₂ O	1,0725	0,0596	0,0049
C ₆ H ₅ C ₀ OH	1.260,5881	10,3327	0,8459
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	269,6765	1,8221	0,1492
Total	1.531,3371	12,2144	1,0000

Recovery

Hasil atas menara (D)

komponen	kg/jam	kmol/jam	fraksi mol
H ₂ O	1,0000	1,0725	0,0596
C ₆ H ₅ C ₀ OH	0,9990	1.259,3275	10,3224
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	0,0101	2,7183	0,0184
Total		1.263,1184	10,4003

Hasil bawah menara (B)

komponen	kg/jam	kmol/jam	fraksi mol
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0000
C ₆ H ₅ C ₀ OH	0,0010	1,2566	0,0103
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	0,9899	267,4543	1,8038
Total		268,7109	1,8141

1. Kondisi Operasi Atas

Persamaan Antoine : $\ln P_o = (A - ((B)/(T+C)))$

Kondisi operasi atas menara terjadi pada keadaan Dew Point (titik embun), $\sum X_i = \sum (y_i/k_i) = 1$

Kondisi operasi : $P = 2,5 \text{ atm} = 1900,00 \text{ mmHg}$
 $T = 560,9482 \text{ } ^\circ\text{C} = 560,9482 \text{ K}$

komponen	fraksi mol, y_i	P_o	$k_i = P_o/P_t$	$x_i = y_i/k_i$	$\alpha = k_i/k_{hk}$
H ₂ O	0,0057	53.659,8013	28,2420	0,0002	69,4895
C ₆ H ₅ C ₀ OH	0,9925	1.893,4346	0,9965	0,9959	2,4520
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	0,0018	772,1996	0,4064	0,0043	1,0000
total	1,0000	56.325,4356	29,6450	1,0005	72,9415

lk
hk

2. Kondisi Operasi Bawah

Kondisi operasi bawah menara terjadi pada keadaan Bubble point (titik didih), $\sum y_{ii} = \sum (k_i \cdot x_i) = 1$
maka $\sum y_i = \sum x_i \cdot k_i$

Kondisi operasi : $P = 2.85 \text{ atm} = 2166,0 \text{ mmHg}$
 $T = 346,5145 \text{ }^\circ\text{C} = 619,6645 \text{ K}$

komponen	fraksi mol, x_i	P_o	$k_i = P_o/P_t$	$y_i = x_i \cdot k_i$	$\alpha = k_i/k_{hk}$
H ₂ O	0,0000	114.464,4457	52,8460	0,0000	53,3773
C ₆ H ₅ C ₀ OH	0,0057	5.932,3247	2,7388	0,0156	2,7664
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	0,9925	2.148,2713	0,9918	0,9844	1,0018
total	0,9982	122.545,0417	56,5767	1,0000	57,1455

3. Kondisi Operasi Umpan

Kondisi operasi umpan menara terjadi pada keadaan Bubble Point (titik didih), $\sum y_{ii} = \sum (k_i \cdot x_i) = 1$
maka $\sum y_i = \sum x_i \cdot k_i$

Kondisi operasi : $P = 2.84 \text{ atm} = 2.158,40 \text{ mmHg}$
 $T = 291,7844 \text{ }^\circ\text{C} = 564,9344 \text{ K}$

komponen	fraksi mol, x_i	P_o	$k_i = P_o/P_t$	$y_i = x_i \cdot k_i$	$\alpha = k_i/k_{hk}$
H ₂ O	0,0049	56.804,9496	26,4111	0,1288	68,0867
C ₆ H ₅ C ₀ OH	0,8459	2.065,9165	0,9605	0,8126	2,4762
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	0,1492	834,3035	0,3879	0,0579	1,0000
total	1,0000	59.705,1696	27,7595	0,9993	71,5629

Pengecekan LK-HK

$$\beta = \left\{ \left[\frac{\alpha_i - 1}{\alpha_{lk} - 1} \right] \left[\frac{X_{d,ik} \cdot D}{Z_{fi,ik} \cdot F} \right] \right\} + \left\{ \left[\frac{\alpha_{lk} - \alpha_i}{\alpha_{lk} - 1} \right] \left[\frac{X_{d,hk} \cdot D}{z_{fi,hk} \cdot F} \right] \right\}$$

Dimana:

$\beta < -0.01$: Komponen i → kebawah
 $\beta > 1.01$: Komponen i → keatas
 $-0.01 < \beta < 1.01$: Distribusi komponen (atas dan bawah)

1. β air = 46,7 (atas) → betul
 2. β ab = 1,00 (atas dan bawah) → betul
 3. β pan = 0,12 (atas dan bawah) → betul

Perhitungan komponen yang sebenarnya:

Maka pemilihan LK_HK sudah betul

$$\frac{d_i}{b_i} = \frac{[\alpha_{avg}]^{N_{min}} \cdot (d_{hk}) \cdot (b_{hk})}{f_i \cdot (d_i + b_i)}$$

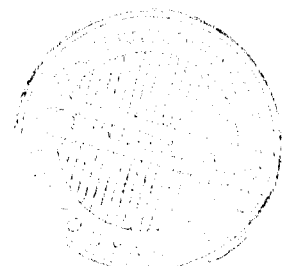
$$N_{min} = \frac{\log \left(\frac{X_{lk}}{X_{hk}} \right) \cdot d \cdot \left(\frac{X_{hk}}{X_{lk}} \right)^b}{\log \alpha_{avg}}$$

$$\alpha_{avg} = (\alpha_{lk} \cdot d \cdot \alpha_{lk} \cdot b)^{0,5} = 2,6044$$

Maka:

$$N_{min} = 12,0053$$

Sehingga didapatkan komponen sebenarnya yaitu:



Hasil atas menara (D)

komponen	kg/jam	kmol/jam	fraksi mol
H ₂ O	1,0725	0,0596	0,0057
C ₆ H ₅ COOH	1.259,3315	10,3224	0,9928
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	2,2224	0,0150	0,0014
Total	1.262,6264	10,3970	1,0000

Hasil bawah menara (B)

komponen	kg/jam	kmol/jam	fraksi mol
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0000
C ₆ H ₅ COOH	1,2566	0,0103	0,0057
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	267,4543	1,8071	0,9943
Total	268,7109	1,8174	1,0000



A. Menentukan Jumlah Plate dan Feed Plate

1. Perhitungan Reflux Minimum (Rmin)

Dari persamaan Underwood 9.165 :

umpan masuk menara pada keadaan bubble point (titik didih) sehingga $q=1$ (cair jenuh)

$$(1-q) = \sum((\alpha_i \cdot X_{if}) / (\alpha_i - \theta))$$

komponen	α atas	α bawah	α rata-rata
H2O	69,4895	53,3773	60,9029
C6H5COOH	2,4520	2,7609	2,6019
C6H4(CO)2O	1,0000	1,0000	1,0000

dengan cara trial dan error didapat nilai θ :

θ	hasil
1,0978	0,0000

dari metode trial dan error didapat nilai $\theta = 1,0978$

$$\begin{aligned} R_{min} + 1 &= \sum((\alpha_{id} \cdot X_{id}) / (\alpha_i - \theta)) \\ &= 1,8046 \\ R_{min} &= 0,8046 \\ R &= 1,40 R_{min} \\ &= 1,1265 \end{aligned}$$

2. Jumlah Plate Minimum

$$\begin{aligned} (\alpha_{lk} \cdot \alpha_{hk})_{avg} &= (\alpha_{lk} \cdot \alpha_{hk})^{0,5} \\ &= 2,6019 \\ N_{min} &= \frac{\log\left(\frac{X_{lk}}{X_{hk}}\right)_d \cdot \left(\frac{X_{hk}}{X_{lk}}\right)_b}{\log \alpha_{avg}} \\ &= 12,2358 \end{aligned}$$

3. Penentuan jumlah plate

Persamaan yang cukup akurat menjabarkan korelasi Gilliland ini adalah persamaan Molokanov.

$$Y = 1 - X^B = \frac{N - N_{min}}{N + 1} \quad (Walas, S.M., P.397)$$

$$B = 0,105 \log(X) + 0,440$$

Dengan : $X = (R - R_{min}) / (R + 1) = 0,1514$ $B = 0,3539$

Diperoleh : $Y = 0,4874$

Maka jumlah plate :

$$N = (N_{min} + Y) / (1 - Y) = 24,8196$$

Efficiency plate, E_o

$$\begin{aligned} \mu_{camp} &= 0,0700 \text{ cp} \\ E_o &= 51 - 32,5 \log(\mu_{camp} \cdot \alpha_{avg}) \\ &= 75,0375 \% \\ &= 0,7504 \end{aligned} \quad (Coulson \& Richardson, P.442)$$

Jumlah Plate Aktual (perancangan)

$$N_{actual} = N / E_o = 33,0763 \approx 33 \text{ plate}$$

Jumlah plate tanpa reboiler = 32 plate

4. Letak Feed Plate

$$\text{Log} \frac{N_r}{N_s} = 0.206 \text{Log} \left[\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{X_f, H_k}{X_f, L_k} \right) \left(\frac{X_b, L_k}{X_d, H_k} \right)^2 \right]$$

dimana :

N_r : Jumlah plate umpan dihitung dari atas (top)
 N_s : Jumlah plate umpan dihitung dari bawah (bottom)

$$\begin{aligned} N_r/N_s &= 0.8577 \\ N_r + N_s &= N_{act} - 1 \\ N_s &= 17.2256 \end{aligned}$$

Jadi feed terletak antara plate 17 dengan 18

B. Menentukan Dimensi Menara

Tray spacing (Ts) : 0.3 - 0.6 m (Coulson & Richardson, P.448)
 Diambil tray spacing (Ts) = 0.45 m

1. Menentukan Diameter Menara

dicari berdasarkan kec uap max (pers 11.79 & 11.80 coulson)

$$U_v = (0.171 \text{ ls}^2 + 0.27 \text{ ls} - 0.047) \left[\frac{(\rho_L - \rho_v)}{\rho_v} \right]^{0.5}$$

$$D_c = \sqrt{\frac{4 V_w}{\pi \cdot \rho_v \cdot u_v}}$$

U_v = kecepatan uap masuk yang diijinkan berdasarkan luas tampang total menara, m/s
 V_w = kecepatan uap/cairan maksimum, m/s
 l_s = plate spacing, m
 D_c = Diameter kolom, m

Enriching section

densitas cairan (ρ_L)

Komponen	y_i	ρ (kg/m ³)	$y_i \cdot \rho$
H ₂ O	0,0057	720,283	4,1278
C ₆ H ₅ C ₀ OH	0,9928	789,1907	783,5282
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	0,0014	1.050.5620	1,5173
Total	0,9943		785,0455

densitas cairan (ρ_L) = 785.0455 kg/m³
 B_{Mcamp} = 121.4415 kg/kmol
 densitas uap (ρ_v) $\frac{B_{mcamp} \cdot P}{R \cdot T}$ = 0.0066 kg/lt = 6.5956 kg/m³

Kecepatan uap (V) = (R + 1)*D = 2.684.9247 kmol/jam
 Kecepatan cair (L) = V - D = 1.422.2983 kmol/jam

U_v = 0.4237 m/s
 V_w = 2684.9247 kg/jam = 0.7458 kg/s
 D_c = 1.0071 m = 3.3041 ft

Stripping section

densitas cairan (ρ_L)

Komponen	x_i	ρ (kg/m ³)	$x_i \cdot \rho$
H ₂ O	0,0000	704.2554	0,0000
C ₆ H ₅ C ₀ OH	0,0057	755.1907	4,2799
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	0,9943	976.4770	970,9430
Total	1,0000		975,2229

densitas cairan (ρ_L) = 975.2229 kg/m³
 BMcamp = 147.8526 kg/kmol
 densitas uap (ρ_v) = $\frac{BM_{camp} \cdot P}{R \cdot T}$ = 0.0083 kg/lit = 8.2883 kg/m³
 Kecepatan uap (v) = $L' - B$ = 2.684,9247 kg/jam
 Kecepatan cair (L') = $L + F$ = 2.953,6356 kg/jam
 Uv = 0.4072 m/s
 Vw = 2684,9247 kg/jam = 0.7458 kg/s
 Dc = 0.9164 m = 3.0066 ft

2. Perancangan plate

	seksi enriching	seksi striping
- Diameter coloumn	= 1,0071 m	1,0071 m
- Luas penampang coloumn (Ac)	= 0.7962 m ²	0.7962 m ²
- Luas downcomer (Ad) = 0.12 Ac	= 0.0955 m ²	0.0955 m ²
- Luas net area (An) = Ac - Ad	= 0.7006 m ²	0.7006 m ²
- Luas active area (Aa) = Ac - 2 Ad	= 0.6051 m ²	0.6051 m ²
- Luas hole area (Ah) = 0.1 Aa	= 0.0605 m ²	0.0605 m ²

a. Panjang weir

Panjang weir (t_w) merupakan fungsi Ad/Ac yang telah digrafikan (fig 11.31, coulson)

untuk : $Ad = 0.12ac$, didapat $t_w/D_c = 0.76$

seksi enriching

$t_w = 0.7654$ m

seksi striping

$t_w = 0.7654$ m

dalam perancangan dipilih

Take weir height (hw) = 40 mm = 0,04 m
 Hole diameter (Dh) = 5 mm = 0,005 m
 Plate thickness / tebal plate = 5 mm = 0,005 m

b. Check weeping

seksi Enriching

Kecepatan uap (V) = $(R + 1) \cdot D$ = 2.684.9247 kg/jam = 0.7458 kg/s

Kecepatan cair (L) = $V - D$ = 1.422.2983 kg/jam = 0.3951 kg/s

max Lw = 0.3951 kg/s

turn down rate diambil = 0.7

how = wet crest, mm cairan

max how = $750 \left[\frac{L_w}{\rho_L \cdot t_w} \right]^{2/3}$ = 5.6711 mm liquid

min Lw = 3,9698 mm liquid

min how = $750 \left[\frac{L_w}{\rho_L \cdot t_w} \right]^{2/3}$ = 26.4069 mm liquid

min how + hw = 66.4069 mm

dari Fig 11.30 diperoleh $K_2 = 0.1$

dari persamaan 11.84 coulson, kecepatan uap min design :

$$U_{h \text{ min}} = \frac{[K_2 - 0.90 \cdot (25.4 - dh)]}{(\rho_v)^{0.5}}$$

U_{h min} = 1.7228 m/s

$$\begin{aligned} \text{Total plate drop (ht)} &= h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r \\ &= 63.7144 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

seksi Stripping

kecepatan uap max melalui hole

$$\begin{aligned} U_{h \text{ max}} &= Q_v / A_h \\ &= 1.4871 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_h / A_p &= A_h / A_a = 0.1 \\ \text{tebal plate / } d_h &= 1 \end{aligned}$$

dari fig 11.34, p 467, coulson, diperoleh $C_o = 0.84$

$$h_d = 1.3585 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Residu Head (hr)} = \frac{12.5 \cdot 10^3}{\rho_L} \quad (\text{coulson \& Richardson p 468 pers 11.89})$$

$$h_r = 12.8176 \text{ mm liquid}$$

$$\begin{aligned} \text{Total plate drop (ht)} &= h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r \\ &= 62.1640 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

d. Total Pressure Drop

dipilih harga ht yang paling besar, yaitu dari seksi enriching

$$h_t = 62,1640 \text{ mm liquid}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= 9,81 \cdot 10^{-3} \cdot h_t \cdot \rho_L \\ &= 478.7437 \text{ Pa} = 0.0047 \text{ atm} \end{aligned}$$

e. Menentukan jumlah Hole

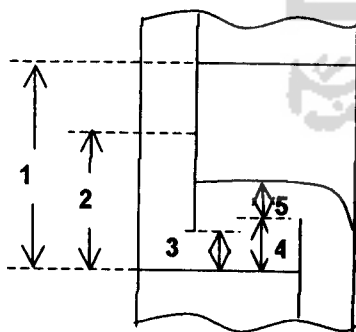
$$\text{Luas satuan hole} = \frac{\pi}{4} \cdot (d_h^2)$$

$$= 0.000019625 \text{ mm}^2$$

$$\text{Jumlah hole bawah} = A_h / \text{luas satuan hole} = 3083$$

$$\text{Jumlah hole atas} = A_h / \text{luas satuan hole} = 3083$$

3. Downcomer liquid back-up



Keterangan :

1. t_s = tray spacing
2. h_b = downcomer back-up, diukur dr permukaan plate, m
3. h_{ap} = tinggi celah antara dinding downcomer dgn plate
4. h_w = tinggi weir
5. h_{ow} = ketinggian cairan diatas weir

lead loss in the downcomer

$$h_{ap} = h_w - (5-10 \text{ mm})$$

$$\text{diambil } h_{ap} = h_w - 10 \text{ mm}$$

$$= 30 \text{ mm} = 0.03 \text{ m}$$

luas di bawah downcomer (A_{ap})

$$= h_{ap} \cdot T_w$$

(Coulson pers 11.93 p 469)

Top

Bottom

$$A_{ap} = 0.0230 \text{ m}^2$$

$$0.0230 \text{ m}^2$$

$$A_d = 0.0955 \text{ m}^2$$

$$0.0955 \text{ m}^2$$

$$A_{ap} = A_m$$

$$\square \quad \square$$

kecepatan fase uap

$$\begin{aligned} Q_v &= (V \cdot \text{BM vapour}) / \rho_v \\ &= 407,0793 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,1131 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

kecepatan uap minimum

$$\begin{aligned} V_h &= (0,85 Q_v) / A_h \\ &= 1,9223 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$V_h > U_{hmin}$ sehingga tidak terjadi weeping

seksi Stripping

$$\text{Kecepatan uap (v)} = L' - B = 2.684,9247 \text{ kg/jam} \quad 0,7458 \text{ kg/s}$$

$$\text{Kecepatan cair (L')} = L + F = 2.953,6356 \text{ kg/jam} \quad 0,8205 \text{ kg/s}$$

$$\text{max } L_w = 0,8205 \text{ kg/s}$$

$$\text{turn down rate diambil} = 0,7$$

how = wet crest, mm cairan

$$\text{max how} = 750 \left[\frac{L_w}{\rho_L \cdot t_w} \right]^{2/3} = 7,9880 \text{ mm liquid}$$

$$\text{min } L_w = 5,5916 \text{ mm liquid}$$

$$\text{min how} = 750 \left[\frac{L_w}{\rho_L \cdot t_w} \right]^{2/3} = 28,7139 \text{ mm liquid}$$

$$\text{min how} + h_w = 68,7139 \text{ mm}$$

$$\text{dari Fig 11.30 diperoleh } K_2 = 30,4$$

dari persamaan 11.84 coulson, kecepatan uap min design :

$$U_{h \text{ min}} = \frac{[K_2 - 0,90 \cdot (25,4 - d_h)]}{(\rho_v)^{0,5}}$$

$$U_{h \text{ min}} = 1,8911 \text{ m/s}$$

kecepatan fase uap

$$\begin{aligned} Q_v &= (V \cdot \text{BM vapour}) / \rho_v \\ &= 323,9408 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0900 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

c. Plate Pressure Drop

$$\text{Dry plate drop (hd)} = 51 \cdot \left[\frac{U_h}{C_o} \right]^2 \cdot \frac{\rho_v}{\rho_L} \quad (\text{coulson \& Richarson p 468 pers 11.88})$$

$$U_h = \text{kec uap melalui hole, m/s}$$

$$C_o = \text{koef discharge sieve plate}$$

C_o mrpk fungsi tebal plate, d hole dan perbandingan area hole dan active area (coulson p468)

Seksi Enriching

kecepatan uap max melalui hole

$$\begin{aligned} U_{h \text{ max}} &= Q_v / A_h \\ &= 1,8687 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$A_h / A_p = A_h / A_a = 0,1$$

$$\text{tebal plate} / d_h = 1$$

dari fig 11.34, p 467, coulson, diperoleh $C_o = 0,54$

$$h_d = 2,1207 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Residu Head (hr)} = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L} \quad (\text{coulson \& Richarson p 468 pers 11.89})$$

$$hr = 15,9226 \text{ mm liquid}$$

$$h_{dc} = 166 \left[\frac{L_{wd}}{\rho L A m} \right]^2$$

(Coulson p 468 pers 11.92)

dimana :

L_{wd} = kec alir cairan pd downcomer
 h_{dc} = head loss pd downcomer

$$\text{Top } h_{dc} = 0.0517 \text{ mm}$$

$$h_b = (h_w + h_{ow \text{ max}}) + h_t + h_{dc} = 109.4372 \text{ mm} = 0.1094 \text{ m}$$

utk menghindari flooding sebaiknya $h_b < 0.5 (t_s + t_w)$

$$0.5 (T_s + t_w) = 0.6077 \text{ memenuhi}$$

$$\text{bottom } h_{dc} = 0.2228 \text{ mm}$$

$$h_b = (h_w + h_{ow \text{ max}}) + h_t + h_{dc} = 110.3749 \text{ mm} = 0.1104 \text{ m}$$

a. Chek resident Time

Min resint time = 3 detik

$$t_r = \frac{A_d \cdot h_b \cdot \rho L}{L_{wd}}$$

(Coulson pers 11.95 p 470)

$$\text{Top } t_r = 20.7762 \text{ s}$$

$$\text{Bottom } t_r = 12.5347 \text{ s}$$

b. Maximum vapour velocity

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \cdot \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

(Coulson p 460 pers 11.82)

dimana :

L_w = kec aliran cairan kg/s
 V_w = kec aliran uap kg/s
 F_{lv} = faktor aliran cairan uap

$$u_f = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

(Coulson p 454 pers 11.81)

dimana :

u_f = kec flooding uap m/s
 k = konstanta yg mrpk fungsi F_{lv} dan L_t

Seksi enriching

$$F_{lv} = 0.0486$$

dari fig 11.27 coulson untuk tray spacing 0.4 maka $k = 0.06$

karena maximal superficial velocity terjadi pada keadaan flooding maka :

$$u_f = 0.6518 \text{ m/s}$$

supaya tidak terjadi flooding superficial velocity 65%

$$u_f = 0.4237 \text{ m/s}$$

Seksi stripping

$$\begin{aligned} Flv &= 0.1014 \\ \text{dari fig 11.27 coulson untuk tray spacing 0.4 maka } k &= 0.058 \\ uf &= 0.6265 \text{ m/s} \\ \text{supaya tidak terjadi flooding superficial velocity 65\%} \\ uf &= 0.4072 \text{ m/s} \end{aligned}$$

c. Check entrainment

$$\% \text{ foading} = \left(\frac{Uv}{Uf} \right) 100 \%$$

$$Uv = Qv / An$$

Seksi enriching

$$\begin{aligned} Uv &= 0.1614 \text{ m/s} \\ \% \text{ foading} &= 38,0915 \% \\ \text{dari fig 11.29 coulson} \\ \% \text{ foading} &= 38,0915 \quad \text{dan } Flv = 0,0486 \\ \psi &= 0,035 \\ \text{syarat : } \psi < 0.1 &\rightarrow \text{memenuhi} \end{aligned}$$

Seksi stripping

$$\begin{aligned} Uv &= 0.1284 \text{ m/s} \\ \% \text{ foading} &= 31,5400 \% \\ \text{dari fig 11.29 coulson} \\ \% \text{ foading} &= 31,5400 \quad \text{dan } Flv = 0,1014 \\ \psi &= 0,015 \quad \text{memenuhi} \end{aligned}$$

4. Menentukan Tebal Dinding Menara

a. Tebal Shell

Diameter menara

$$\begin{aligned} \bullet \text{ Seksi enriching} &= 1,0071 \text{ m} = 39,6495 \text{ in} \\ \bullet \text{ Seksi stripping} &= 1,0071 \text{ m} = 39,6495 \text{ in} \\ \text{Tekanan Perancangan} &= 1,1 P \text{ operasi} = 43.2548 \text{ Psia} \\ \text{Bahan konstruksi} &= \text{Low alloy steel SA 203 grade D} \\ \bullet \text{ allowable stress (f)} &= 16.250 \text{ psia} \quad (\text{Brownell, P.251}) \\ \bullet \text{ factor friksi} &= 0.1250 \text{ in} \\ \bullet \text{ efisiensi sambungan} &= 0.80 \end{aligned}$$

Tebal shell (ts)

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6 P} + c \quad (\text{Brownell, P.254})$$

Seksi enriching

$$\begin{aligned} ts &= 0.1911 \text{ in} \\ \text{dipakai tebal shell standar} &= 416 \text{ in} \\ OD &= ID + 2 t = 40.1495 \text{ in} = 1.0198 \text{ m} \\ \text{Dari tabel 5.7, Brownell - Young, OD yang sesuai adalah} &= 40 \text{ in} \\ ID \text{ koreksi} &= OD - 2 t = 39.5000 \text{ in} = 1.0033 \text{ m} \end{aligned}$$

Seksi stripping

$$\begin{aligned} ts &= 0.1911 \text{ in} \\ \text{dipakai tebal shell standar} &= 416 \text{ in} \\ OD &= ID + 2 t = 40.1495 \text{ in} = 1.0198 \text{ m} \\ \text{Dari tabel 5.7, Brownell - Young, OD yang sesuai adalah} &= 40 \text{ in} \\ ID \text{ koreksi} &= OD - 2 t = 39.5000 \text{ in} = 1.0033 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Tebal Head

Bentuk head = torispherical dished head

(Brownell, pers. 13, 12)

$$th = \frac{0.885 P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.1 P} + c$$

$$th = 0.2388 \text{ in}$$

dipilih tebal standart (th) = 3/16 in

c. Menentukan Jarak Puncak dengan Straight Flange

Dari tabel 5.6, Brownell, straight flange (sf) antara (1,5 - 2)

dipilih straight flange (sf) = 2 in

Dari tabel 5.7, Brownell - Young, diperoleh :

		Seksi enriching	Seksi stripping	
	ri	= 40 in	40 in	
	icr	= 2 1/2 in	2 1/2 in	
	icr / OD	= 0,0625	0,0625	
a	= ID/2	= 19,8248 in	19,8248 in	(Brownell, P.87)
AB	= r - icr	= 17 1/3 in	17 1/3 in	
BC	= r - icr	= 37 1/2 in	37 1/2 in	
AC	= (BC ² - AB ²) ^{1/2}	= 33,2581 in	33,2581 in	
b	= r - AC	= 6,7419 in	6,7419 in	
Hh	= th + b + sf	= 8,9807 in	8,9807 in	

5. Menentukan Tinggi Menara

$$\text{Volume head bottom} = 0.000049 \text{ ID}^3 = 3.0543 \text{ in}^3 = 0.000050 \text{ m}^3$$

$$Q \text{ bottom} = L / \rho L = 0.0008 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\theta = 20.7762 \text{ s}$$

$$\text{Vol cairan} = Q * \theta = 0.0175 \text{ m}^3$$

$$\text{tinggi cairan} = (\text{Vol cairan} - \text{Vol head}) / A_c = 0.0219 \text{ m}$$

$$\text{Tray spacing (Ts)} = 0.45 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi kolom} = (\text{Nact} - 1) \text{ Ts} = 14.4 \text{ m}$$

$$\text{Ruang kosong diatas plate pertama} = 15\% \cdot \text{tinggi kolom} = 2.1600 \text{ m}$$

$$\text{Ruang kosong dibawah plate terakhir} = 10\% \text{ tinggi kolom} = 1.4400 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi menara} = 18.0000 \text{ m}$$

$$\text{Hh top} + \text{Hh bottom} = 17.9614 \text{ in} = 0.4562 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total menara} = 18.4562 \text{ m}$$

6. Nozzel

$$D_{opt} = 226 W_m^{0.5} \rho^{-0.35}$$

(R.K. Simot, Chem Eng Vol.6)

dimana :

D_{opt}	=	diameter optimum, mm
W_m	=	kec. umpan masuk/keluar, kg/s
ρ	=	densitas gas umpan, kg/m ³

a. Pipa Pemasukan Umpan Menara Distilasi

Komponen	y_i	ρ (kg/m ³)	$y_i \cdot \rho$
H ₂ O	0,0049	704,34	3,4358
C ₆ H ₅ COOH	0,8459	812,60	687,4135
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	0,1492	1.039,95	155,1393
Total	1,0000		845,9886

$$\rho = 845,9886 \text{ kg/m}^3$$

$$W_m = 0,4254 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} = 13,9288 \text{ mm} \quad 0,5484 \text{ in}$$

dipakai pipa dengan ukuran standart : ID = 0,622 in
OD = 0,840 in

b. Pipa Pemasukan Refluks Menara Distilasi

$$\rho = 785,0455 \text{ kg/m}^3$$

$$W_m = 0,3951 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} = 13,7797 \text{ mm} \quad 0,5425 \text{ in}$$

dipakai pipa dengan ukuran standart : ID = 0,622 in
OD = 0,840 in

c. Pipa Pemasukan Uap Boiler

$$\rho = 8,2883 \text{ kg/m}^3$$

$$W_m = 0,7458 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} = 93,1022 \text{ mm} \quad 3,6654 \text{ in}$$

dipakai pipa dengan ukuran standart : ID = 6,065 in
OD = 6,625 in

d. Pipa Pengeluaran Uap Puncak Menara Distilasi

$$\rho = 6,5956 \text{ kg/m}^3$$

$$W_m = 0,7458 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} = 100,8520 \text{ mm} \quad 3,9705 \text{ in}$$

dipakai pipa dengan ukuran standart : ID = 6,607 in
OD = 7 in

e. Pipa Pengeluaran Cairan Dasar

$$\rho = 975,2229 \text{ kg/m}^3$$

$$W_m = 0,8205 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} = 18,4056 \text{ mm} \quad 0,7246 \text{ in}$$

dipakai pipa dengan ukuran standart : ID = 0,828 in
OD = 1,050 in

SILO (SL-01)

Fungsi : Menampung bahan baku Pthalic Anhydrid ($C_8H_4O_3$) dengan umpan sebesar 1540.7210 kg/jam dengan waktu tinggal 30 hari.

Type alat: Tangki Silinder Vertical dengan Conical Bottom Head.

Perhitungan dimensi alat:

Kapasitas untuk waktu tinggal = 30 hari

$$\begin{aligned} W &= W_a \cdot 30 \text{ hari} \\ &= 1109319.12 \text{ kg} \end{aligned}$$

Digunakan silo berjumlah = 3

Densitas umpan = 1.527

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan} &= W / \rho \text{ cairan} \\ &= 242156.5 \text{ liter} \\ &= 242.1565 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Over design} &= 10\% \\ V &= 266.3722 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Diambil :

Kedalaman (L) = 2 . tinggi cone (H) = 2 . Diameter (D)

Maka volume Hopper :

$$\begin{aligned} V &= \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L + \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \frac{1}{3} H \\ V &= \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot 2 \cdot D + \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \frac{1}{3} \cdot D \\ V &= \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot 2 \cdot D + \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \frac{1}{3} \cdot D \\ &= 7 \frac{\pi}{12} D^3 \end{aligned}$$

maka

$$D = \sqrt[3]{\frac{12 \cdot V}{7 \cdot \pi}} \quad \text{3-Jan}$$

$$D = 5.2587$$

$$\begin{aligned} L &= 2 \cdot D \\ &= 10.5175 \text{ m} \end{aligned}$$

maka ukuran hopper :

$$\begin{aligned} \text{Diameter (D)} &= 5.2587 \\ \text{Kedalaman (L)} &= 10.5175 \\ \text{Tinggi cone (H)} &= 5.2587 \end{aligned}$$

1. Menghitung tebal shell

Digunakan bahan Low Alloy Steel

$$\begin{aligned} \text{Tekanan design (p)} &= 14.7 \text{ psi} \\ \text{Allowable stress} &= 16250 \text{ psi} \\ \text{Effisiensi sambungan} &= 0.8 \\ \text{Faktor korosi} &= 0.125 \\ \text{Jari-jari tangki} &= 93.07951 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal Shell :

$$\begin{aligned} t_{\text{shell}} &= \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6 P} + c \\ &= 0.2303229 \text{ in} \end{aligned}$$

dipakai tebal shell 1/4 in

2. Menhitung tebal head

Bentuk head : Conical bottom head

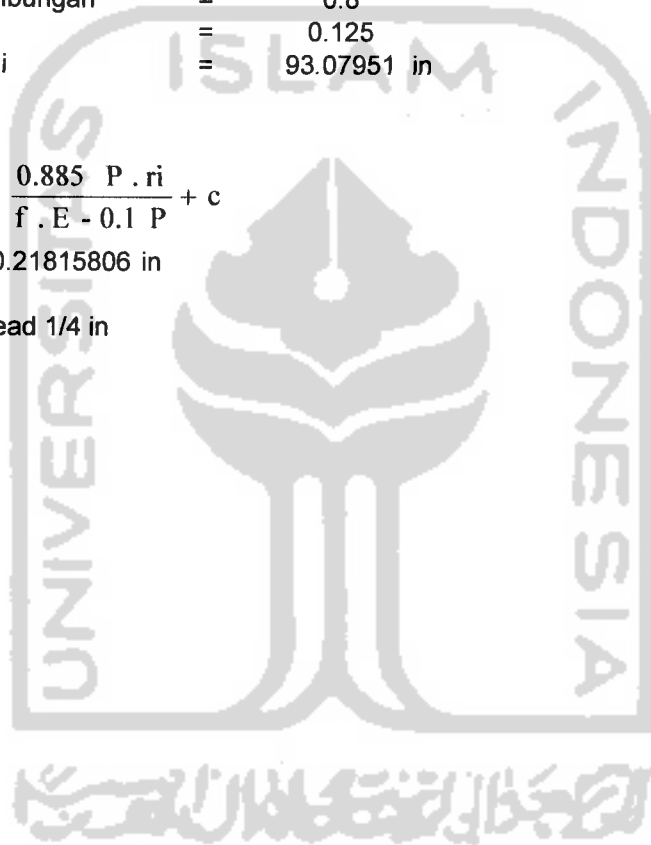
Digunakan bahan Low Alloy Steel KSA-203 Grade D

Tekanan design (p)	=	14.7	psi
Allowable stress	=	16250	psi
Effisiensi sambungan	=	0.8	
Faktor korosi	=	0.125	
Jari-jari tangki	=	93.07951	in

Tebal Head :

$$\begin{aligned} t_{\text{head}} &= \frac{0.885 P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.1 P} + c \\ &= 0.21815806 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih tebal head 1/4 in



SILO (SL-02)

Fungsi : Menampung produk Asam Benzoat yang keluar dari flaker (FL) dengan umpan sebesar 1262.6263 kg/jam dengan waktu tinggal 30 hari.

Type alat: Tangki Silinder Vertical dengan Conical Bottom Head.

Perhitungan dimensi alat:

Kapasitas untuk waktu tinggal = 30 hari

$$\begin{aligned} W &= W_a \cdot 30 \text{ hari} \\ &= 909090.94 \text{ kg} \end{aligned}$$

Digunakan silo berjumlah = 3
Densitas padatan = 0.805 kg/l

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan} &= W / \rho \text{ padatan} \\ &= 376435.2 \text{ liter} \\ &= 376.4352 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Over design} &= 10\% \\ V &= 414.0787 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Diambil :

Kedalaman (L) = 2 . tinggi cone (H) = 2 . Diameter (D)

Maka volume Hopper :

$$\begin{aligned} V &= \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L + \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \frac{1}{3} H \\ V &= \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot 2 \cdot D + \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \frac{1}{3} \cdot D \\ V &= \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot 2 \cdot D + \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \frac{1}{3} \cdot D \\ &= 7 \frac{\pi}{12} D^3 \end{aligned}$$

maka

$$D = \sqrt[3]{\frac{12 \cdot V}{7 \cdot \pi}} \quad \text{3-Jan}$$

$$D = 6.0918$$

$$\begin{aligned} L &= 2 \cdot D \\ &= 12.1836 \text{ m} \end{aligned}$$

maka ukuran hopper :

$$\begin{aligned} \text{Diameter (D)} &= 6.0918 \text{ m} \\ \text{Kedalaman (L)} &= 12.1836 \text{ m} \\ \text{Tinggi cone (H)} &= 6.0918 \text{ m} \end{aligned}$$

1. Menghitung tebal shell

Digunakan bahan Low Alloy Steel

$$\begin{aligned} \text{Tekanan design (p)} &= 14.7 \text{ psi} \\ \text{Allowable stress} &= 16250 \text{ psi} \\ \text{Effisiensi sambungan} &= 0.8 \\ \text{Faktor korosi} &= 0.125 \\ \text{Jari-jari tangki} &= 107.8248 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal Shell :

$$t_{\text{shell}} = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6 P} + c$$
$$= 0.24700777 \text{ in}$$

dipakai tebal shell 1/4 in

2. Menhitung tebal head

Bentuk head : Conical bottom head

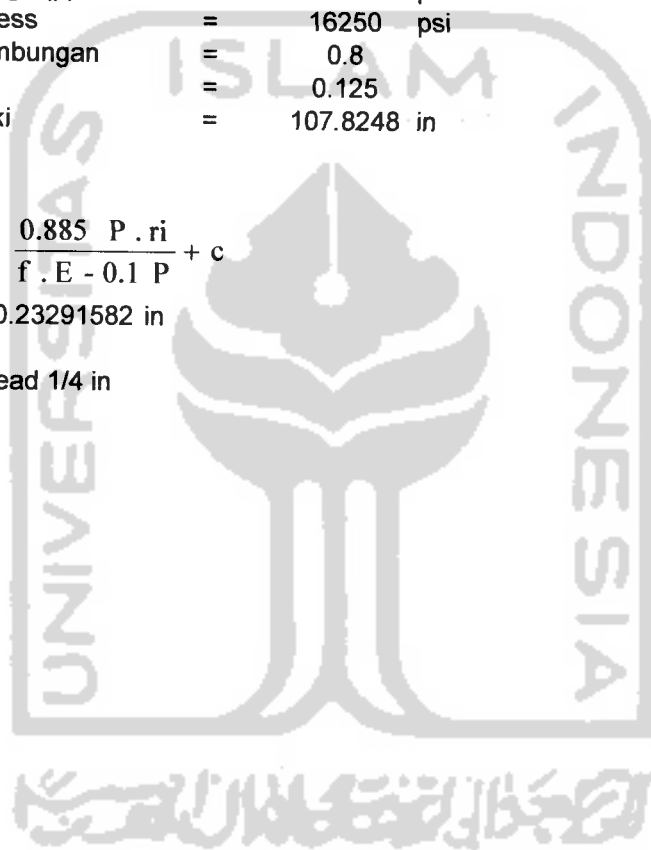
Digunakan bahan Low Alloy Steel KSA-203 Grade D

Tekanan design (p)	=	14.7	psi
Allowable stress	=	16250	psi
Effisiensi sambungan	=	0.8	
Faktor korosi	=	0.125	
Jari-jari tangki	=	107.8248	in

Tebal Head :

$$t_{\text{head}} = \frac{0.885 P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.1 P} + c$$
$$= 0.23291582 \text{ in}$$

dipilih tebal head 1/4 in



SCREW CONVEYOR (SC-01)

Fungsi : Mengangkut PAN dari Silo (SL-01) sebanyak 1540.7210 kg/jam
Type alat : Screw conveyor

Bulk density bahan = 95.2692 lb/ft³

kapasitas bahan = 1540.7210 kg/jam
= 1.5407 ton/jam

Dari Tabel 7.6 Perry Edisi 6 diperoleh :

Diameter Screw = 9 in = 0.75 ft
Kecepatan Screw = 40 rpm

Dari Tabel 7.5 Perry Ed.6th, dengan diameter screw 9 in pada kecepatan 40 rpm,
diperoleh kapasitas screw = 1200 cuft/jam = 20 cuft/menit

Jarak antara Silo-01 dengan Tangki melter = 24 ft
Luas penampang Screw :

$A_o = \text{phi. } D^2 / 4$
= 0.4415625 ft²

Volume Screw = $A_o \cdot L$
= 10.5975 cuft

Waktu tinggal :
 $t = \frac{\text{volume screw}}{\text{kecepatan volume}}$

$t = 0.529875 \text{ min}$

Sehingga diperoleh Dimensi Screw Conveyor :

Diameter = 0.75 ft
Panjang = 24 ft
Waktu tinggal = 0.529875 menit

Horse power :

Coefficient = 1.3 (Brown, 1950)
Kapasitas = 56.56098 lb/min
Panjang = 24 ft

$Hp = \text{Coefficient} \times \text{kapasitas} \times \text{panjang} / 33000$
= 0.0534758 Hp

Daya motor yang dibutuhkan = 0.1 Hp

Dari Table 13 Brown diperoleh maksimum Rpm = 250 rpm

Diambil putaran = 85 rpm

SCREW CONVEYOR (SC-02)

Fungsi : Mengangkut produk Asam Benzoat dari Flaker sebanyak 1262.6263 kg/jam
Type alat : Screw conveyor

Bulk density bahan = 50.23 lb/ft³

kapasitas bahan = 1262.6263 kg/jam
= 1.2626 ton/jam
= 2783.5677 lb/jam

Dari Tabel 7.6 Perry Edisi 6 diperoleh :

Diameter Screw = 9 in = 0.75 ft
Kecepatan Screw = 40 rpm

Dari Tabel 7.5 Perry Ed.6th, dengan diameter screw 9 in pad kecepatan 40 rpm, diperoleh kapasitas screw = 1200 cuft/jam = 20 cuft/men

Jarak antara Silo-01 dengan Flaker = 24 ft
Luas penampang Screw :

$A_o = \text{phi. } D^2 / 4$
= 0.4416 ft²

Volume Screw = $A_o \cdot L$
= 10.5975 cuft

Waktu tinggal :

$t = \frac{\text{volume screw}}{\text{kecepatan volume}}$

t = 0.529875 min

Sehingga diperoleh Dimensi Screw Conveyor :

Diameter = 0.75 ft
Panjang = 24 ft
Waktu tinggal = 0.529875 menit

Horse power :

Coefficient = 1.3 (Brown, 1950)
Kapasitas = 46.35192 lb/min
Panjang = 24 ft

$Hp = \text{Coefficient} \times \text{kapasitas} \times \text{panjang} / 33000$
= 0.0438236 Hp

Daya motor yang dibutuhkan = 0.05 Hp

Dari Table 13 Brown diperoleh maksimum Rpm = 250 rpm
Diambil putaran = 85 rpm

BELT CONVEYOR 1 (BC-01)

Fungsi : Mengangkut Pthalic Anhydride padat dari gudang menuju silo

Jenis : Belt Conveyor (Trough Belt on Continuous Plate)

Pemilihan ukuran

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas diharapkan} &= 1540.721 \text{ kg/jam} \\ &= 1.5407 \text{ ton/jam} \end{aligned}$$

Dari Tabel 7-7 Perry edisi 6 :

$$\begin{aligned} \text{Lebar Belt} &= 14 \text{ in} \\ \text{Kecepatan Belt} &= 100 \text{ fpm} \\ \text{Sudut iklisasi} &= 30 \text{ derajat} \end{aligned}$$

Ditetapkan jarak antara gudang penyimpanan PAN ke Silo = 10 m
dengan sudut iklisasi 30 derajat, sehingga :

$$\begin{aligned} \text{panjang belt} &= 20 \text{ m} \\ &= 65.62 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung Tenaga untuk Conveyor :

1. Tenaga untuk menggerakkan belt dalam keadaan kosong

$$Hp1 = F*(L+Lo)*(0.03*W*S) / 990$$

2. Tenaga untuk mengangkat padatan

$$Hp2 = F*(L+Lo)*T / 990$$

3. Tenaga untuk mengangkat ke atas dengan belt

$$Hp3 = T*\text{delta } Z / 990 \quad (\text{Brown, p.57})$$

dengan :

F = faktor gesekan

L = panjang Conveyor, ft

Lo = konstanta (100-150)

S = kecepatan Belt, fpm

T = kapasitas, ton/jam

Delta Z = beda elevasi, ft

W = berat bagian yang bergerak meliputi belt dan idler di antara 2 pulley, lb/ft

$$\begin{aligned} \text{Untuk Belt Conveyor, } W &= 1 \text{ lb/ft in} \\ &= 14 \text{ lb/ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi tenaga total : } Hp &= Hp1 + Hp2 + Hp3 \\ &= (F*(L+Lo) * T(T+0.03*W*s) + T*\text{delta } Z) / 990 \\ &= 0.500927 Hp \end{aligned}$$

Efisiensi tenaga motor = 60%

$$\text{Tenaga motor} = 0.834879$$

Dipilih tenaga motor 1 Hp Standar NEMA.

Spesifikasi Belt Conveyor (C-01) :

Lebar Belt = 14
Kecepatan Belt = 100
Kapasitas maksimum = 30 derajat
Sudut inklinasi = Throughed Belt on Continuous Plate
Jenis Conveyor =

Motor :

Jenis = AC. 3. 220 V, 50 Hz
Power = 1 Hp



BUCKET ELEVATOR

Fungsi : Menaikkan umpan Pthalic Anhydride dari Screw Conveyor (SC-01) menuju tangki melter dengan kecepatan 1540.7210 kg/jam

Type Alat: Bucket Elevator

Perhitungan :

Kapasitas Bucket Elevator :

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan umpan} &= 1540.721 \text{ kg/jam} \\ &= 1.540721 \text{ ton/jam} \\ &= 3396.651 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

Dari Tabel 7-8 Perry Ed.6 th. Dipakai ukuran bucket:

$$\begin{aligned}\text{Panjang} &= 6 \text{ in} \\ \text{Lebar} &= 4 \text{ in} \\ \text{Tinggi} &= 4.5 \text{ in} = 0.375 \text{ ft} \\ \text{Lebar Belt} &= 7 \text{ in}\end{aligned}$$

Volume Bucket :

$$\begin{aligned}\text{Volume} &= \text{Luas} \times \text{panjang} \\ &= (0.5 \times p \times t) \times l \\ &= 54 \text{ in}^3 \\ &= 0.03125 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\text{Densitas padatan} = 95.2692 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Berat padatan dalam satu bucket} = 2.9772 \text{ lb/bucket}$$

Waktu tinggal :

1. Waktu tinggal untuk satu bucket :

$$\begin{aligned}t_h &= \text{kecepatan umpan} / \text{massa 1 bucket} \\ &= 0.05259 \text{ menit/bucket}\end{aligned}$$

2. Waktu tinggal untuk n-bucket :

$$\begin{aligned}\text{Tinggi bucket} &= 114.829 \text{ ft} \\ \text{Jarak antar bucket} &= 1.25 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi 1 bucket} &= \text{tinggi bucket} + \text{jarak antar bucket} \\ &= 1.625 \text{ ft}\end{aligned}$$

Jumlah bucket vertical :

$$\begin{aligned}n &= 70.664 \text{ bucket} \\ &= 70 \text{ bucket}\end{aligned}$$

Kecepatan linier bucket elevator :

1. Waktu tinggal n bucket

$$\begin{aligned} tb &= n * t \\ &= 3.6813 \text{ menit} \end{aligned}$$

2. Kecepatan linier :

$$\begin{aligned} t &= \text{tinggi bucket / waktu tinggal n bucket} \\ &= 31.19254 \text{ ft/menit} \end{aligned}$$

Daya Bucket Elevator :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Bucket Elevator standard} &= 75 \text{ ft} \\ \text{Hp / ft} &= 0.02 \text{ Hp/ft} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi bucket elevator} = 114.829 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Hp} &= \text{Hp standard} + \text{hp/ft} \cdot (\text{tinggi} - \text{tinggi standard}) \\ &= 2.8966 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi} = 0.8$$

$$\text{Daya} = 3.6207 \text{ Hp}$$

Digunakan motor AC Standard 3 fase dengan daya = 5 Hp



BUCKET ELEVATOR

Fungsi : Menaikkan produk Asam Benzoat dari Belt Conveyor (BC-02) menuju Silo (SL-02) dengan kecepatan 1262.6263 kg/jam

Type Alat: Bucket Elevator

Perhitungan :

Kapasitas Bucket Elevator :

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan umpan} &= 1262.626 \text{ kg/jam} \\ &= 1.262626 \text{ ton/jam} \\ &= 2783.568 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

Dari Tabel 7-8 Perry Ed.6 th. Dipakai ukuran bucket:

$$\begin{aligned}\text{Panjang} &= 6 \text{ in} \\ \text{Lebar} &= 4 \text{ in} \\ \text{Tinggi} &= 4.5 \text{ in} = 0.375 \text{ ft} \\ \text{Lebar Belt} &= 7 \text{ in}\end{aligned}$$

Volume Bucket :

$$\begin{aligned}\text{Volume} &= \text{Luas} \times \text{panjang} \\ &= (0.5 \times p \times t) \times l \\ &= 54 \text{ in}^3 \\ &= 0.03125 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\text{Densitas padatan} = 50.23 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Berat padatan dalam satu bucket} = 1.5697 \text{ lb/bucket}$$

Waktu tinggal :

1. Waktu tinggal untuk satu bucket :

$$\begin{aligned}t_h &= \text{kecepatan umpan} / \text{massa 1 bucket} \\ &= 0.033835 \text{ menit/bucket}\end{aligned}$$

2. Waktu tinggal untuk n-bucket :

$$\begin{aligned}\text{Tinggi bucket} &= 114.829 \text{ ft} \\ \text{Jarak antar bucket} &= 1.25 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi 1 bucket} &= \text{tinggi bucket} + \text{jarak antar bucket} \\ &= 1.625 \text{ ft}\end{aligned}$$

Jumlah bucket vertical :

$$\begin{aligned}n &= 70.664 \text{ bucket} \\ &= 70 \text{ bucket}\end{aligned}$$

Kecepatan linier bucket elevator :

1. Waktu tinggal n bucket

$$\begin{aligned}t_b &= n \times t \\ &= 2.3684 \text{ menit}\end{aligned}$$

2. Kecepatan linier :

$$\begin{aligned} t &= \text{tinggi bucket / waktu tinggal n bucket} \\ &= 48.48316 \text{ ft/menit} \end{aligned}$$

Daya Bucket Elevator :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Bucket Elevator standard} &= 75 \text{ ft} \\ \text{Hp / ft} &= 0.02 \text{ Hp/ft} \end{aligned}$$

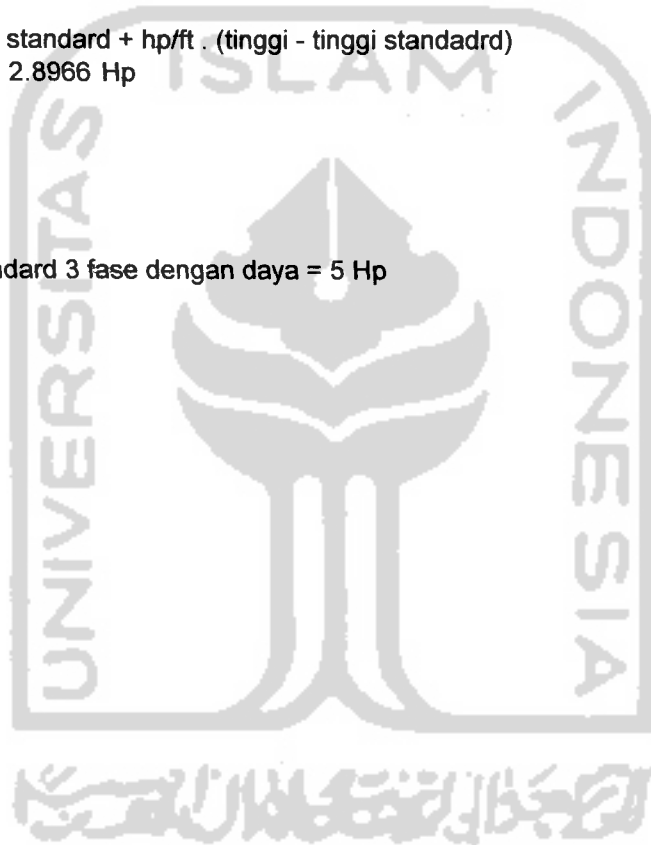
$$\text{Tinggi bucket elevator} = 114.829 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Hp} &= \text{Hp standard} + \text{hp/ft} \cdot (\text{tinggi} - \text{tinggi standard}) \\ &= 2.8966 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Effisiensi} = 0.8$$

$$\text{Daya} = 3.6207 \text{ Hp}$$

Digunakan motor AC Standard 3 fase dengan daya = 5 Hp



Suhu umpan masuk = 284 F
 Suhu umpan keluar = 104 F

$$DT(lmtd) = \frac{(T1-t1)-(T2-t2)}{\ln(T1-t1)/(T2-t2)}$$

$$= 72.7234 \text{ F}$$

b. Umpan dan Pendingin :

Kecepatan umpan masuk = 1262.6263 kg/jam
 = 2783.567681 lb/jam
 Kecepatan air pendingin = 74515.91461 kg/jam
 = 164276.7077 lb/jam

c. Beban panas :

Beban panas flaker = 372579.5730 Kcal/jam
 = 1478490.3692 BTU/jam

d. Overall Heat Transfer :

Dari Hal. 11-44 Perry :
 Range Ud = 60 - 80 Btu/jam ft² F
 dipilih Ud = 70 Btu/jam ft² F

Luas transfer panas :

$$A = \frac{Q}{(Ud \cdot DTlmtd)}$$

$$= 290.4332224 \text{ ft}^2$$

4. Ukuran Flaker :

Diameter = 9 ft
 Solidification Area :
 Sudut death area = 20 derajat
 Sudut aktif = 340 derajat

Solidification Area flaker :

$$At = 307.5175296 \text{ ft}^2$$

Panjang flaker :

$$L = \frac{At \cdot (1 / rph)}{3.14 \cdot D}$$

$$= 0.544086217 \text{ ft}$$

Sehingga diperoleh :

Diameter = 9 ft
 Panjang = 6 ft
 Solidification Area = 290.4332224 ft²
 Revolution/hour (rph) = 20 rph

5. Tebal padatan :

Kecepatan umpan = 1262.6263 kg/jam
 Putaran = 20 rph

$$\text{Actif area} = 290.4332224 \text{ ft}^2$$

$$= 26.98124636 \text{ m}^2$$

Waktu untuk 1x putar = 0.05 j
= 3 menit

Volume padatan = 78.42399379 lt
= 0.078423994 m³

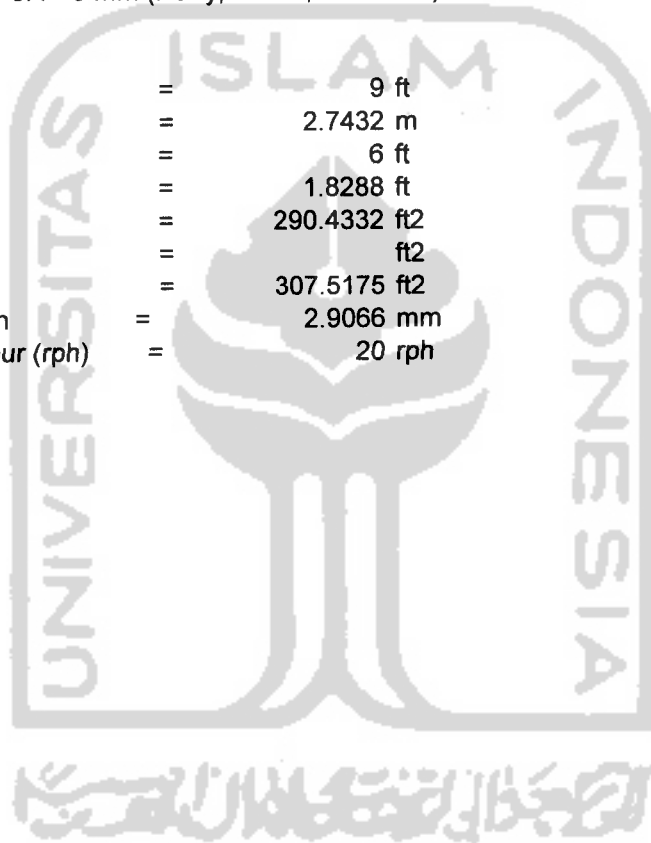
Tebal padatan :

ts = 0.0029066 m
= 2.9066 mm

Range tebal = 0.4 - 6 mm (Perry, ed 6th, hal.11-44)

Spesifikasi Flaker :

Diameter	=	9 ft
	=	2.7432 m
Panjang	=	6 ft
	=	1.8288 ft
Solid area	=	290.4332 ft ²
Death area	=	ft ²
Total area	=	307.5175 ft ²
Tebal padatan	=	2.9066 mm
Revolution/hour (rph)	=	20 rph



MELTER (ML)

Fungsi : Meleburkan PAN sebagai umpan Vaporizer dengan kecepatan umpan PAN = 1540.7210 kg/jam

Jenis : Tangki berpengaduk

Kondisi operasi :

Tekanan = 1 atm
Suhu = 150 C

NERACA MASSA

Umpan PAN yang berasal dari silo (SL-01):

PAN	=	10.36864	kmol/jam	=	1534.5581 kg/jam
Air	=	0.34238	kmol/jam	=	6.1629 kg/jam
Jumlah	=	10.71102	kmol/jam	=	1540.7210 kg/jam

NERACA PANAS

1. Panas yang dibawa umpan ke melter

Suhu Operasi = 30 C
Suhu referansi = 25 C

komponen	M kmol/jam	Cp.dt	Q (kcal/jam)
PAN	10.3686	1090.9620	11311.7874
Air	0.3424	377.2267	129.1558
Jumlah			11440.9432

2. Panas keluar melter

Suhu Operasi = 150 C
Suhu referansi = 25 C

komponen	M kmol/jam	Cp.dt	Q (kcal/jam)
PAN	10.36864	31790.7203	329626.3948
Air	0.34238	9732.5554	3332.2560
Jumlah			332958.6508

3. Panas peleburan :

Heat melting (Hm) = 5.4778 kcal/gmol
maka total panas peleburan = 56797.31212 kcal/jam

Beban panas melter = $Q_2 + Q_p - Q_1$
= 378315.0197 kcal/jam

4. Perhitungan volume dan ukuran melter

Volume cairan :

Volume cairan = W / ρ_{liquid}
= 1240.715859 lt/jam
= 1.2407 m³/jam

Dirancang waktu tinggal = 1.25

Volume melter = $F_v \cdot t$
= 1550.894823 lt

a. Menentukan Diameter dan tinggi melter :

Perancangan melter ini dibuat dengan memilih over design sebesar 20%, sehingga volume melter menjadi :

V terhitung = 1,550.8948 L = 1.5509 m³



$$V_{design} = V_{terhitung} * 1.2$$

$$V_{design} = 1,861.0738 \text{ L} = 1.8611 \text{ m}^3$$

$$\pi = 3.14$$

$$1 \text{ ft} = 0.3048 \text{ m}$$

$$1 \text{ Inch} = 0.0833 \text{ ft}$$

Melter yang digunakan didekati dengan kolom berbentuk silinder tegak dengan perbandingan D : H = 2 : 1

$$V_{melter} = V_{shell} + 2.V_{head}$$

$$= \frac{\pi}{4} . D^2 . H + 2 . (0.0847 . D^3)$$

$$= \frac{\pi}{4} . D^2 . (2D) + 2 . (0.0847 . D^3)$$

$$= 1.7402 D^3$$

$$= 1.8611 \text{ m}^3$$

$$D^3 = 1.0695 \text{ m}$$

$$D = 1.0226 \text{ m}$$

$$= 40.2613 \text{ in}$$

b. Menentukan Tinggi Cairan

Asumsi : $V_{cairan} = V_{terhitung} = 1.5509 \text{ m}^3$

$$V_{cairan} = V_{cairan \text{ dalam shell}} + V_{bottom}$$

$$= \frac{\pi}{4} \left(\frac{1}{2} H \right)^2 H + 0.0847 \left(\frac{1}{2} H \right)^3$$

$$H_{cairan} = 1.96 \text{ m} = 77.05 \text{ in}$$

Diameter yang diperoleh adalah diameter dalam (ID) reaktor, selanjutnya dipilih ukuran tangki standard
Dari tabel 5.7 P-89 Brownell & Young diperoleh = 40 in

$$\text{Dipilih OD} = 40.00 \text{ in} = 1.02 \text{ m}$$

$$r_i = 20.00 \text{ in}$$

c. Menentukan Tekanan Design

Perancangan ini dibuat dengan menggunakan faktor keamanan 20% terhadap tekanan operasi, sehingga :

1. Menghitung Tekanan Hidrostatik

$$\rho_{mix} = \frac{\text{berat}}{\text{kec}V_{olumerik}}$$

$$\rho_{mix} = 1.2418 \text{ kg/L}$$

$$= 1,241.8000 \text{ kg/m}^3$$

$$= 77.4534 \text{ lb/ft}^3$$

$$P_{hidrostatik} = \rho_{mix} . g . H_{cairan}$$

$$= 23,816.8881 \text{ Pa}$$

$$= 3.4664 \text{ psia}$$

2. Menghitung Tekanan Operasi

$$P_{operasi} = P_{atmosferik} = 14.7000 \text{ psia}$$

3. Menghitung Tekanan Design

$$P_{design} = 1.2 * P_{operasi}$$

$$= 21.80 \text{ psia}$$

$$= 1.48 \text{ atm}$$

b. Menentukan tebal dinding shell reaktor :

Dipilih bahan konstruksi reaktor, SA-283 grade C :

(Tabel App D. item 4, P-342, Brownell and Young)

$$ts = \frac{P \cdot ri}{f \cdot E - 0.6 P} + c$$

(Eq. 13.1, P - 254, Brownell and Young)

dimana :

ts = tebal shell, in

P = tekanan, psi

ri = jari - jari silinder dalam, in

f = maksimum allowable stress, psi

(Tabel App D. item 4, P-342, Brownell and Young)

E = efisiensi pengelasan

(Table 13.2, P - 255, Brownell and Young)

C = faktor korosi

Dari (Table 13.2, P - 255, Brownell and Young)

Allowable stress (<i>f</i>)	=	16,250.00	psia
Sambungan yang dipilih	=	double welded butt joint	
Efisiensi sambungan	=	0.80	
Corrosion allowance <i>C</i>	=	1/8 in = 0.125 in	(App. D Brownell & Young)

Dari tabel diperoleh data sbb :

<i>f</i> =	16,250.00	psi
<i>E</i> =	0.80	
<i>C</i> =	0.125	in
<i>P</i> operasi = 1 atm = 14,7 psi		
<i>P</i> design = 1,2 * <i>P</i> operasi		
=	21.80	psi

Agga $ts = 0.1586$ in

Tebal shell minimum yang dibutuhkan =	0.1586	in	0.0040	m
Maka ketebalan shell standar 3/16 in =	0.1875	in	(Table 5.4. P-87, Brownell & Young)	

ID shell =	1.0226	m
	40.2613	in
	3.3551	ft

OD shell = ID shell + 2.*ts* standar
 40.64 in = 1.0322 m

Dari tabel 5.7 Brownell & Young untuk OD s	40.6363	in	maka
OD shell standar =	42	in	→ icr = 2.625 in
			rc = 42.00 in

<i>H</i> = 2.IDs	
=	80.5226 in
=	6.7102 ft
=	2.0453 m

c. Perancangan Dimensi Head

Menentukan jenis dan ukuran Head dan Bottom reaktor

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis head meliputi :

1. Flanged & Standard Dished Head

umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil

2. Torispherical Flanged & Dished Head

digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis

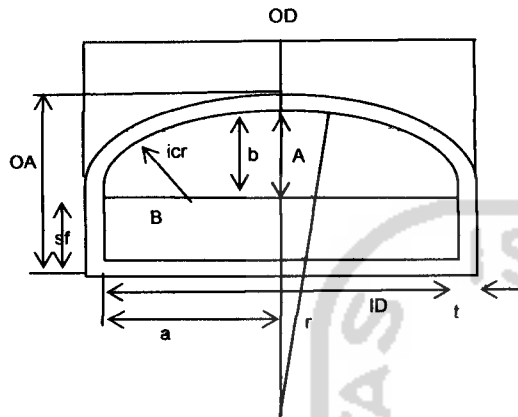
3. Elliptical Dished Head

digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal

4. Hemispherical Head

digunakan untuk tekanan operasi sangat tinggi. Kuat dan ukuran yang tersedia sangat terbatas

Dari pertimbangan-pertimbangan diatas dan tekanan operasi perancangan yang dibuat, maka dipilih bentuk torispherical Flanged & Dished Head



Diameter luar kolor 40.26 in
 Dari Tabel 5.7 Brownell, OD = 42 in, sehingga diperoleh :
 icr standard = 2.6250 in
 rc standard = 42 in
 ID = 40.2613 in

$$\frac{icr}{ID} = 6.52 > 6\%$$

→ Menentukan tebal Head :

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right)$$

$$W = 1.75$$

$$t_h = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0.2 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell \& Young 1959, p.138})$$

$$t_h = 0.1866 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.8, P - 93 Brownell & Young, Standar $t_h = \frac{3}{16} = 0.1875 \text{ in}$
 maka digunakan $sf = 2.00 \text{ in}$

$$ID = OD - 2 \cdot t_h$$

$$ID_h = 39.89 \text{ in} \quad 1.0131 \text{ m}$$

$$b = rc - \sqrt{(rc - irc)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr \right)^2} \quad (\text{P-87, Brownell \& Young 1959})$$

$$b = 6.64 \text{ in}$$

Tinggi Head : $OA = th + sf + b$
 $OA = \begin{matrix} 8.8255 & \text{in} \\ 0.2242 & \text{m} \end{matrix}$

→Volume sebuah torispherical head

$V_h = 0.000049 (ID)^3$, dengan ID dlm in (Eq. 5.11, P-88, Brownell & Young, 1959)
 $V_h = \begin{matrix} 3.1093 & \text{in}^3 \\ 0.0790 & \text{m}^3 \end{matrix}$

Volume shell, $V_s = V_{\text{melter}} - V_{\text{head}}$
 $= 1.7821 \text{ m}^3$

Tinggi shell, $h_s = \frac{4.V_s}{\pi.ID_s^2}$
 $= 2.1697 \text{ m}$

Tinggi melter total, $h_s + 2.ht$
 $= 2.6180 \text{ m}$

Volume cairan dalam shell = $V_{\text{cairan}} - V_{\text{ht}}$
 $= 1.7031 \text{ m}^3$

Luas Permukaan cairan, $A_t = \frac{\pi.ID_s^2}{4}$
 $= 0.8214 \text{ m}^2$

Jadi tinggi cairan pada bagian shell adalah :

$h_{\text{shell}} = \frac{V_{\text{cairan di shell}}}{A_t} = \begin{matrix} 2.07 & \text{m} \\ 81.64 & \text{in} \end{matrix}$

Tinggi cairan total = tinggi cairan pada shell + tinggi head
 $= \begin{matrix} 90.46 & \text{in} \\ 2.30 & \text{m} \end{matrix}$

e. Perancangan Pengaduk

Tugas pengaduk : untuk mencampur

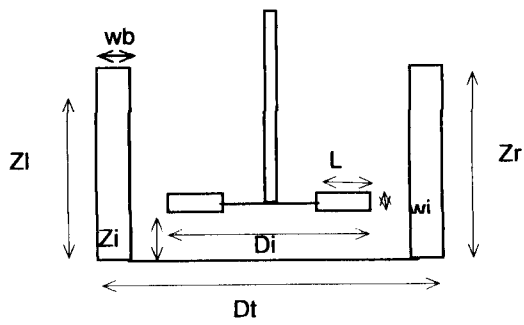
Dipilih jenis six flat blade turbine impellers, karena turbine memiliki range volume yang besar dan dapat digunakan untuk kecepatan putaran yang cukup tinggi, sehingga dipilih :

- a) Pengaduk : Six Flat Blade Turbine Impellers
- b) Jumlah sudu (blade) : 6
- c) Jumlah baffle : 4 (terpisah 90° satu sama lainnya)
- d) $w_i / D_i = 1/5$
- e) $D_i / ID = 1/3$
- f) $z_i / D_i = 3/4$

g) lebar baffle = 1/10 ID

h) lebar pengaduk = 1/4 Di

Jadi dengan ID= 40.26 in, diperoleh
 $D_i = ID/3 = 13.42 \text{ in}$
 $w_i = D_i/5 = 2.68 \text{ in}$
 $z_i = 3D_i/4 = 10.07 \text{ in}$
 $W_b = ID/10 = 4.03 \text{ in}$
 $L = D_i/4 = 3.36 \text{ in}$



Keterangan :

Dt = diameter melter =	40.6363 in =	1.03 m	: 3.3864
Di = diameter pengaduk =	13.5454 in =	0.34 m	: 1.1285
Zr = tinggi melter =	103.0718 in =	2.62 m	
Zl = tinggi cairan dalam melter =	90.4607 in =	2.30 m	
Zi = jarak pengaduk dari dasar =	10.0653 in =	0.26 m	
wi = tinggi pengaduk =	2.6841 in =	0.07 m	
L = lebar pengaduk =	3.3551 in =	0.09 m	
wb = lebar baffle =	4.0261 in =	0.10 m	

→ Menentukan Kecepatan Putaran :

Untuk menentukan jumlah pengaduk yang digunakan, dipakai persamaan :

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{\text{WELH}}{\text{ID}} \quad (\text{Eq. 8.9, P-345, HF. Rase, 1977})$$

dengan :
 WELH = water equivalent liquid height = $Zl \cdot Sg$
 ID = diameter dalam reaktor, in
 Sg = specific height

$$Sg = \frac{\rho_{\text{campuran}}}{\rho_{\text{air}}} = 1.2443$$

$$\begin{aligned} \text{WELH} &= Zl \cdot Sg \\ \text{WELH} &= 112.56 \text{ in} = 9.38 \text{ ft} = 2.86 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga jmlh pengaduk = $2.7957 \approx 3$ pengaduk

Kecepatan pengadukan :

$$N = \frac{600}{\pi \cdot Di} \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2 \cdot Di}} \quad (\text{Eq. 8.8, P-345, HF. Rase, 1977})$$

$$\begin{aligned} \frac{600}{\pi \cdot Di} &= 169.24 \\ \frac{\text{WELH}}{2 \cdot Di} &= 2.04 \\ N &= 344.9441 \text{ rpm} \end{aligned}$$

Dipakai motor Fixed Speed Belt (single reduction gear with V belt) dengan kecepatan putaran standard $N = 350 \text{ rpm}$ (Tabel 8.9, p-366, Rase, 1977)

$$N_i = 350.00 \text{ rpm} = 5.83 \text{ rps}$$

Keuntungan memakai motor jenis ini adalah harganya murah dan mudah mengganti bagian-bagian yang rusak

→ Menghitung power dari Pengaduk :

Viskositas larutan umpan masuk reaktor :

komponen	feed kg/j	wi, bagian	μm, cP
PAN	1,534.5581	0.9960	3.5361
H2O	6.1629	0.0040	0.0490
Total	1,540.7210	1.00	3.5851

1/μ =	0.36	/cP	μm	0.0275	g/cm.s
ρ =	1,241.80	kg/m ³	=	1.2418	g/cm ³
Di =	13.55	in	=	34.41	cm
Ni =	350.00	rpm	=	5.83	rps

$$Re = \frac{\rho \cdot N \cdot Di^2}{\mu} = 311,519.8310 \quad N Re > 2.100$$

Karena N Re > 2100, maka alirannya Turbulen diperoleh Np

$$4.00 \quad (P-348, HF. Rase, 1977)$$

$$Np = \frac{Pa}{\rho \cdot Ni^3 \cdot Di^5} \quad (P-345, HF. Rase, 1977)$$

$$Pa = Np \cdot \rho \cdot Ni^3 \cdot Di^5$$

$$Pa = 47,532,970,697.93 \quad g \cdot cm^2/s^3 = 4.75 \quad kW$$

$$= 6.37 \quad HP$$

Efisiensi motor elektrik untuk Pa = 22.03 kW

η = 80% (fig.4.2 Ulrich, 1984)

$$\text{Sehingga } P = 22.03 / 80\% = 5.94 \quad kW$$

$$= 7.97 \quad HP$$

Dipilih power stand.

$$8.00 \quad HP$$

(standard NEMA, Rase & Barrow 1957, p.358)

→ Menghitung diameter poros pengaduk :

$$T = \frac{600}{2\pi} X \frac{P}{N} \quad (P-159, Mekanika Bahan, Geve and Timoshemka)$$

T = Moment puntir, Nm

P = daya motor, watt

N = rpm motor

$$P = 40 \quad HP \times 0,7373 \quad kW / HP \times 1000$$

$$= 5,898.40 \quad watt$$

$$T = 1,609.30 \quad Nm$$

Bahan yang digunakan adalah baja tahan korosi S-35 C-D :

$$\text{dengan } tb = 5.80 \quad N/mm^2$$

$$ta = 0,18 \times tb$$

$$= 10.44 \quad N/m^2$$

$$d = \sqrt[3]{\frac{16 \cdot T}{\pi \cdot ta}} = 9.23 \quad in$$

$$= 0.23 \quad m$$

→ Mengecek Waktu pengadukan Sempurna

Kriteria untuk pengadukan sempurna :

$$\frac{QR}{Fv} > 10 \quad (Rase 1977, p.336)$$

dengan :

QR = kecepatan sirkulasi, m³/jam

Fv = debit kecepatan umpan masuk reaktor, m³/jam

Untuk turbin dengan 6 blade dan $w_i = 1/5 D_i$

Diketahui data :

$$N_{QR} = \frac{0.93 ID}{D_i} \quad \text{untuk } Re > 104 \quad (\text{Rase 1977, p.337})$$

$$Re = \frac{311,519.83}{2.79} \quad \text{berarti } Re > 104$$

$$NQR = 2.79$$

$$QR = NQR * N * D_i^3$$

$$QR = 2,386.18 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$Fv = 73.33 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Jadi, $QR / Fv = 32.54 > 10$

Sehingga pengadukan sempurna sekali
Secara sederhana,

$$T_{mix} = \frac{V}{Q_R} = \frac{0.0006 \text{ jam}}{0.0390 \text{ menit}}$$

$$\text{Waktu tinggal dalam reaktor } (\theta) = V / Fv = \frac{0.02 \text{ jam}}{1.27 \text{ menit}}$$

Waktu pengadukan sangat singkat dibandingkan waktu tinggal di dalam reaktor, sehingga keadaan uniform bisa dianggap langsung tercapai dalam reaktor

Pada MELTER

Q yg hrs ditransfer : $378315.0197 \text{ kcal/jam} = 1501250.078 \text{ btu/jam}$

Jacket pemanas

Luas Selimut Tangki

$$As = \frac{Q}{U D H} = \frac{378315.0197}{U D H} = 70.6924 \text{ ft}^2$$

Pemanas yang digunakan untuk menjaga suhu reaktor tetap 170 C;

Pemanas = Steam jenuh,
 $P = 2.5 \text{ atm}$

Steam yang digunakan :

$$T_{\text{steam}} = 170 \text{ C } (302 \text{ F}) + 30 \text{ C}$$

Steam yang tersedia : (Tabel 3-301, Perry, 1986)

T	=	392	^o F	170 C
Ps	=	367.5	Psig	
v	=	12.498	ft ³ /lb	
ΔH_v	=	1,232.5	Btu/lb	684.7222 kcal/kg
s.g	=	1/sv (62,5)	lb/ft ³	
k steam	=	0.3011	Btu/j.ft. ^o F	

Fig. 15 Kern, $\mu = 0,0145 \text{ cp}$

$$= 0,0363 \text{ lb/ft-hr}$$

Kebutuhan Pemanas (W) = $Q_{\text{total}}/\Delta H_v$
= 552.5088 kg/jam

Densitas air pada T 200 = 880.6927 kg/m³

Densitas steam pada T 200 = 0.0293 lb/ft³

s g = 0.4694 kg/m³

0.0005

Kecepatan aliran steam untuk tekanan atmosferis = 10 - 30 m/s (Coulson,p.534)
 diambil kecepatan steam = 30 m/s = 98.4251969 ft/s

$$\begin{aligned} \text{Debit Steam} &= W / \text{densitas steam} \\ &= \frac{1177.1617 \text{ m}^3/\text{jam}}{0.3270 \text{ m}^3/\text{s}} = 11.5460 \text{ ft}^3/\text{s} \\ \text{Viskositas steam, 200 C} &= 0.000013 \text{ Ns/m}^2 \end{aligned}$$

▪ Menghitung h_o dan h_i

$$h_o = 0.87 \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{Lp^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.4}$$

Dengan :

L_p = diameter disk plate turbin, ft	=	1.1184	ft
N = kecepatan putar pengaduk, rph	=	20696.6490	rph
ρ = densitas rata-rata fluida	=	63.4175	lb/ft ³
μ = viskositas rata-rata fluida	=	0.0913	lb/ft jam
cp = kapasitas panas	=	0.2314	Btu/lb °F
k = konduktivitas panas	=	0.0733	Btu/jam ft ² °F
D = diameter reaktor	=	39.6941	in
	=	3.3078	ft
μ / μ_w	=	1	
k/D	=	0.0222	
$Re^{0.67}$	=	72564.1241	
$Pr^{0.33}$	=	0.6606	

jadi , $h_o = 924.0820 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{F}$

♥ Menentukan Nilai h_i :

Untuk steam yang mengembun, $h_i = 1500 \text{ Btu/jam-ft}^2\text{-F}$
 (Kern,1965)

$$\begin{aligned} ID &= 3.3078 \text{ ft} \\ OD &= 40.1900 \text{ inch} \\ &= 3.3492 \text{ ft} \end{aligned}$$

a. Clean Overall Coefficient (U_c)

$$\begin{aligned} &= U_C = h_o \times h_i / (h_o + h_i) \\ &= 571.8136 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

b. Dirty Overall Coefficient (U_d)

$$R_d = 0.0030 \text{ jam ft}^2 \text{ F/Btu (kern. Table 12)}$$

$$h_D = \frac{1}{R_D}$$

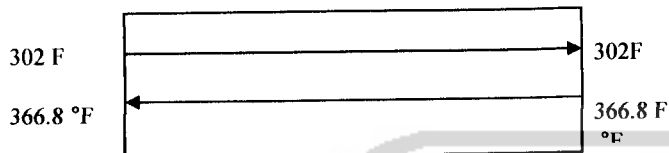
$$= 333.3333 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$$

$$\begin{aligned} \text{Rd terhitung: } U_C \cdot U_D / (U_C + U_D) \\ = 0.003 \end{aligned}$$

$$U_D = \frac{(U_C \cdot h_D)}{(U_C + h_D)}$$

$$= 210.5786 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$$

Menentukan Luas Bidang Transfer Panas



$$A = \frac{Q_{\text{total}}}{U_D \cdot \Delta T_{\text{LMTD}}}$$

Sistem dengan kondisi operasi isothermal, steam mengembun;
 $\Delta T_{\text{LMTD}} = \Delta T =$ beda suhu pemanas dengan fluida

$$\text{LMTD} = \frac{Dt1 - Dt2}{\ln Dt1 / Dt2}$$

dengan :

$Dt1 =$	306 C	$T_{\text{Operasi}} =$	302 F
$Dt2 =$	90 C		

maka diperoleh :

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = 176.5029714 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Sehingga dari perhitungan diatas, luas transfer panas yang dibutuhkan < dari luas selimut tangki
 maka dapat digunakan pemanas model jaket.

$$A = 40.3912 \text{ ft}^2$$

Tinggi jaket:

$$A = 3.14 \cdot Dt \cdot H_j + 0.25 \cdot 3.14 \cdot Dt^2$$

$$40.3912 = 3.14 \cdot Dt \cdot H_j + 0.785 \cdot (Dt^2)$$

$$40.3912 = 10.6332 H_j + 9.0019$$

$$H_j = 2.9520 \text{ ft}$$

Menghitung Pressure Drop

Untuk Ret = 311519.83

diperoleh koefisien friksi (f) = 0.00011

Gt = 6069.32

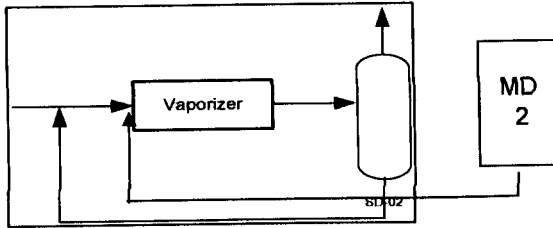
Karena yang mengalir dalam tube adalah steam, s = 1, dan perbedaan suhu tidak terlalu besar, sehingga bisa diasumsikan $\mu = \mu_w$, sehingga $\theta t = 1$.

$$\Delta P_T = \frac{f G_t^2 \cdot L}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot ID \cdot s \cdot \theta t}$$

$$\Delta P_T = 5.0706E-06 \text{ psi} < 2 \text{ psi}$$

VAPORIZER

Tugas : Menguapkan larutan Phtalic anhidryd dan Asam Benzoat dari melter dan MD-2
 Type : Shell dan Tube Exchanger, aliran counter flow



I. Menghitung suhu masuk vaporizer

a. Arus 1 keluar melter

Komponen	kg/jam	BM	kmol/jam
AB	0.0000	122.00	0.0000
Pan	1534.5581	148.00	10.3686
Total	1534.56		10.3686

b. Arus 2 dari hasil bawah MD 2

Komponen	kg/jam	BM	kmol/jam
AB	1.2566	122.00	0.0103
Pan	267.4543	148.00	1.8071
Total	268.71		1.8174

c. Arus 3 dari separator

Komponen	kg/jam	BM	kmol/jam
AB	0.1147	122.00	0.0009
Pan	450.3790	148.00	3.0431
Total	450.49		3.0440

d. Arus 4 umpan masuk vaporizer

Komponen	kg/jam	BM	kmol/jam
AB	1.3713	122.00	0.0112
Pan	2252.3914	148.00	15.2189
Total	2253.7627		15.2301

e. Arus 5 uap hasil pemisahan separator

Komponen	kg/jam	BM	kmol/jam
AB	1.2566	122.00	0.0103
Pan	1802.0124	148.00	12.1758
Total	1803.2690		12.1861

note : Penguapan sebanyak 80 % dari umpan masuk vaporizer

Neraca Panas umpan vaporizer

Dari Separator

T = 611.84 K

Komponen	kmol/jam	Cp	m*Cp
Air	0.0000	464.9492	0.0000
AB	0.0009	1383.6593	1.3009
Pan	3.0431	1285.5136	3911.9481
Total	3.0440		3913.2489

Dari MD 2

T 570.00 K

Komponen	kmol/jam	Cp	m*Cp
Air	0.0000	417.4871	0.0000
AB	0.0103	1290.4538	13.2917
Pan	1.8071	1218.7739	2202.4751
Total	1.8174		2215.7668

Dari Melter

T 423.00 K

Komponen	kmol/jam	Cp	m*Cp
AB	0.0000	325.9238	0.0000
Pan	10.3686	1089.6474	11298.1570
Total	10.3686		11298.1570

$$11298,1570 (T_c-423) = 2215,7668 (570- T_c) + 3913,2489 (611,84 - T_c)$$

$$11298,1570 T_c - 4779120,4065 = 3657269,2809 - 6129,02 T_c$$

$$8436389,69 = 17427,1727 T_c$$

$$T_c = 484,09 K$$

$$211,09 C$$

Fluida Dingin : lar. Umpan

Komposisi	kmol/jam	kg/jam	lb/jam	xi	BMi
Air	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	18
AB	0.0112	1.3713	3.0231	0.0007	122
Pan	15.2189	2252.3914	4965.5895	0.9993	148
Total	15.2301	2253.7627	4968.6127	1.0000	147.981

$$t_1 = 443,00 K$$

$$t_2 = 611,84 K$$

$$338,84 C$$

Fluida Panas : Hitec

$$T = 842,00 F$$

$$P = 36,75 \text{ psia}$$

$$CP = 1,4964 \text{ kJ/Kg}$$

$$723,00 K$$

[1] Duty

Mencari Dew Point dan Bubble Point campuran masuk vaporizer

$$P = 2,50 \text{ atm}$$

$$TDP = 611,84 K$$

$$338,84 C$$

Komposisi	kg/jam	kmol/jam	yi	Po	Ki	xi
Air	0.0000	0.0000	0.0000	137.5479	55.0191	0.0000
AB	1.3713	0.0112	0.0007	6.8110	2.7244	0.0003
Pan	2252.3914	15.2214	0.9993	2.4989	0.9996	0.9997
Total	2253.7627	15.2326	1.0000			1.0000

$$P = 2,50 \text{ atm}$$

$$TBP = 611,78 K$$

$$338,78 K$$

Komposisi	kg/jam	kmol/jam	xi	Po	Ki	yi
Air	0.0000	0.0000	0.0000	137.4574	54.98	0.0000
AB	1.3713	0.0112	0.0007	6.8044	2.72	0.0020
Pan	2252.3914	15.2214	0.9993	2.4967	1.00	0.9979
Total	2253.7627	15.2326	1.0000			0.9999

Vaporizer terbagi menjadi 2 bagian :

1. Preheating
2. Vaporizing

[2] Heat Balance

1. Preheating

t1 484.09 K
t2 611.78 K

Komposisi	kmol/jam	Cp	m*Cp
Air	0.0000	351.2630	0.0000
AB	0.0112	1159.5060	13.0330
Pan	15.2214	1121.4973	17070.7587
Total	15.2326		17083.7917

Q1 2181406.65 kJ/jam
2067537.22 Btu/jam

2. Vaporizing

t1 611.84 K
t2 298.00 K

Komposisi	kmol/jam	Cp	m*Cp	Z	lamda	Hv	Qv
Air	0.0000	464.9464	0.0000	0.9986	75.2459	10319.3741	0.0000
AB	0.0112	1383.6537	15.5525	0.9642	115.9952	43609.6808	490.1800
Pan	15.2214	1285.5096	19567.2557	0.9190	95.1420	45031.9290	685449.0044
Total	15.2326	0.00	19582.8082			98960.9840	685939.18

Yang akan diuapkan 80 % dari massa umpan

Q2 = mol yang diuapkan*hv

Q2 548751.3475 kJ/jam
520106.5271 Btu/jam

Beban vaporizer

Q total 2587643.7513 Btu/jam
2730157.9988 kJ/jam

[3] Menghitung massa pemanas

Diambil pemanas pada suhu Ts 842.00 F
450.00 C
723.00 K
P 176.40 psi 12.00 atm
CP 1.4964 kJ/kg

Pemanas yang dibutuhkan 4891.2785 kg/jam
10783.2417 lb/jam

[4] Menghitung delta t weighted

1. Preheating

hot fluid		cold fluid	difference
842.00	higher T	641.81	200.1912
662.00	lower T	411.97	250.0308
180.00	difference	229.84	

(ΔT)_p = LMTD = 224.19 F
618.94 K

2. Vaporizing

hot fluid		cold fluid	difference
842.00	higher T	641.91	200.0919
662.00	lower T	641.81	20.1912
180.00	difference	0.10	

(ΔT)_v = LMTD = 78.4384 F
356.5890 K

Q_p/(ΔT)_p 9222.32

Q_v/(ΔT)_v 6630.77

Σ Q/(ΔT) 15853.09

Weighted ΔT 293.8077 F

PRESSURE DROP	
(1) Hitung Reynold	
Re	8991.8262
f	0.0003 [Fig 26]
s	0.3314
(2). Hitung Delta P	
$\Delta P_i = \frac{0,5 \cdot f \cdot G_i^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \phi_s}$	
Delta Pt	0.0236 psi
PREHEATING	
(1) Res	3517.5227
f	0.0025 [Fig 29]
(2) Panjang preheating zone :	
$L_p = \frac{L \cdot A_p}{AC}$	
Lp	9.6860 ft
(3) Number of cross	
N+1	30.4870
s	0.5100 [Fig 6]
Ds	1.2708 ft
(4). $\Delta P_s = \frac{0,5 \cdot f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s}$	
Delta Ps	0.0725 psi
VAPORIZING	
(1) Res	4717.9251
f	0.0023 [Fig 29]
(2) Panjang preheating zone :	
Lv	6.3140 ft
(3) Number of cross	
Rho	19.87
Rho	0.4597 lb/cuft
s outlet liquid	0.4800 [Tabel 6]
Rho outlet liqui	30.0000 lb/cuft
$s_{outlet,ms} = \frac{M}{62,5 \cdot \left(\frac{V}{\rho_v} + \frac{L}{\rho_L} \right)}$	
s outlet mix	1.5916
s inlet	0.5100 [Tabel 6]
s mean	1.0508
Ds	1.2708
(4). $\Delta P_s = \frac{0,5 \cdot f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s}$	
Delta Ps	0.0211 psi
Delta P total	0.0935 psi

Summary

91.7721	h outside	146.41
Uc	55.62	
UD	26.46	
Rd calculated	0.02	
Rd required	0.002	
0.0236	delta P calculated	0.0935
2	delta P allowable	10

P keluar= 0.0064
2.49

HEATTER - 01

Tugas : Memanaskan bahan baku phtalic anhidrid dan steam sebelum masuk Reaktor dengan menggunakan pemanas hitec
 Type : Shell dan tube exchanger , counter flow

Komponen	BM	Keluar SP-1 Kg/jam	Dari unit utilitas Kg/jam	Masuk HE1		Keluar HE-1
				Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
H ₂ O	18	0.0000	18020.1241	18020.1241	1001.1180	18020.1241
C ₆ H ₅ C ₀ 0H	122	1.2566	0.0000	1.2566	0.0103	1.2566
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	148	1802.0124	0.0000	1802.0124	12.1758	1802.0124
Total		1803.2690	18020.1241	19823.3931	1013.3041	19823.3931

Sehingga massa yang keluar dari heater 1 yaitu = 19823.3931 kg/jam
 1013.3041 kmol/jam

I. Menghitung suhu masuk Heater

Dari Separator

T = 611.84 K

Komponen	kmol/jam	C _p	m*C _p
C ₆ H ₅ C ₀ 0H	0.0103	196.9432	2.0285
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	12.1758	204.0099	2483.9752
Total	12.1861		2486.0037

Dari unit utilitas

T = 473.00 K

Komponen	kmol/jam	C _p	m*C _p
H ₂ O	1001.1180	241.8394	242109.7796
Total	1001.1180		242109.7796

$$\begin{aligned}
 242109.78 \cdot (T_c - 473) &= 2486.0037 \cdot (611.83 - T_c) \\
 -114517925.77 + 242109.78 T_c &= 1521036.5064 - 2486.0037 T_c \\
 116038962.2724 &= 244595.7833 T_c \\
 T_c &= 474.4111 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Sehingga suhu masuk Heater 1 yaitu : 201.4111 C

T = 541.2700 F

P = 2.5 atm

□ Data kapasitas panas

Kapasitas panas gas dinyatakan dengan persamaan :

$$C_p = A + B T + C T^2 + D T^3 + D T^4$$

Komponen	C _p = A + BT + CT ² + DT ³ (joule/mol.K)				ET ₄
	A	B . T	C . T ²	D . T ³	
H ₂ O	3.39E+01	-8.42E-03	2.99E-05	-1.78E-08	3.69E-12
C ₆ H ₅ C ₀ 0H	1.62E+01	2.82E-01	1.78E-04	-3.22E-07	1.08E-10
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	4.01E+01	3.61E-02	9.60E-04	-1.23E-06	4.66E-10

□ Persamaan Viskositas

A + BT + CT²

Komponen	A	B	C	$\mu = \mu_p$	cp
H ₂ O	-36.826	4.29E-01	-1.62E-05	1.63E+02	0.01631
C ₆ H ₅ C ₀ 0H	-3.93	2.37E-01	-2.42E-05	1.03E+02	0.01031
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	-10.66	2.30E-01	-1.04E-05	9.61E+01	0.00961
Total				362.2230	0.0362

Komponen	xi	Bmi	cp
H ₂ O	0.98797	17.7835	0.01631
C ₆ H ₅ C ₀ 0H	0.00001	0.0012	0.01031
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	0.01202	1.7784	0.00961
Total	1	19.5631	0.0362

Komponen	kmol/jam	kg/jam	Fraksi mol	ρ (kg/m ³)	Cp (kkal/kmolK)
H ₂ O	1001.1180	18020.1241	0.9880	56.3482	8.5113
C ₆ H ₅ C ₀ 0H	0.0103	1.2566	0.00001	0.0006	42.8472
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	12.1758	1802.0124	0.0120	0.6853	44.2032
Total	1013.3041	19823.393	1.000		

μ, cp	k (W/m.°C)	$\rho \cdot Xi$	Cp.Xi	$\mu \cdot Xi$	k.Xi
0.01631	0.0246	55.671	0.4728	0.01611	0.02427
0.01031	0.0000000	0.0000	0.3512	0.00000	0.00000
0.00961	0.0004	0.00823	0.2987	0.00012	0.00000
		55.679	1.123	0.0162	0.0243

2. Menghitung Beban panas, Q

Menghitung H in

$$T = 474.4111 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 298 \text{ K}$$

Komponen	Massa di HE-01 Kmol/jam	Cp Kkal/kmol	Q Kkal/jam
H ₂ O	1001.1180	8.3502	8,359.500
C ₆ H ₅ C ₀ 0H	0.0103	38.5267	0.397
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	12.1758	39.4171	479.933
Total	1013.304		8,839.830

$$H_{in} = M \cdot Cp \cdot (T_c - T_{ref})$$

$$= 1,559,444.4158 \text{ kkal/jam}$$

Menghitung H out = $T = 673 \text{ K}$
 $T_{ref} = 298 \text{ K}$

Komponen	Massa di HE-01 Kmol/jam	Cp Kkal/kmol	Q Kkal/jam
H ₂ O	1001.1180	8.8717	8,881.5908
C ₆ H ₅ C ₀ 0H	0.0103	50.3617	0.5187
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	12.1758	52.1719	635.2322
Total	1013.304		9,517.3418

$$H_{out} = 3,569,003.18 \text{ kkal/jam}$$

$$Q = H_{out} - H_{in} = 2,009,558.76 \text{ kkal/jam} = 7,974,439.525 \text{ btu/jam}$$

Pemanas yang digunakan : Hitec

P = 2.5 psia (Kern; Table 7; p.816)
 T = 842 °F = 450.00 °C
 Cp dt = 1.4964 kJ/kg
 ρ = 40.5779 lb/cuft
 μ = 0.83531 lb/ft hr

3. Menghitung Kebutuhan Hitec

$$M_{hitec} = \frac{Q}{Cpdt} = 178456.684 \text{ kg/jam} = 393423.024 \text{ lb/jam}$$

4. Menghitung LMTD

Hot fluid		Cold fluid		
°C	F	Higher Temp.	°C	F
450.00	842.00		400	752
325.00	617.00	Lower Temp.	201.41	394.54

Gtt_d = Δt₂ = Th₁ - Tc₂ = 222.46
 Ltt_d = Δt₁ = Th₂ - Tc₁ = 90.00

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)}$$

LMTD = 146.375

[5] Menghitung luas Effektif

Hot Fluid Light organic
 Cold Fluid Light organic
 Range Ud 40 s.d 75 Btu/jam.ft².F
 Ud dipilih 75.00 Btu/jam.ft².F
 A 726.3950 ft²

[6]. Memilih ukuran pipa

Dipilih pipa dengan :

L 16.00 ft
 OD 1.00 in
 Nt 173.50 tube

Diambil :

	Shell		Tube	
L	16.00	ft	Nt	188.00
ID	21.25	in	OD	1.00 in
Pass	1.00		Pt	1.25 in TRIANGULAR
			a"	0.26
			BWG	16.00
			Pass	2.00

Koreksi UD :

A 787.0933 ft²
 UD 53.8910 Btu/jam.ft².F

HOT FLUID : TUBE SIDE Hitec	COLD FLUID : SHELL SIDE Phthalic Anhidryd dan Asam Benzoat
DIRT FACTOR	
<p>(7) Flow area :</p> <p>at' 0.5940 in² [Table 10]</p> $a_t = \frac{N_t \cdot a_t'}{144 \cdot n}$ <p>at 0.3878 ft²</p> <p>(8).</p> $G_t = \frac{m}{a_t}$ <p>Gt 1014630.6231 lb/jam ft² Rho 40.5779 lb/cuft</p> <p>(9) Hitung Reynold</p> $Re = \frac{D \cdot G_t}{\mu}$ <p>Ts= 842.0000 F miu= 0.8353 lb/ft.jam [Fig 15]</p> <p>IDt = 0.8700 in 0.0725 ft [Table 10]</p> <p>Re= 88063.7014</p> <p>(10) Dari Fig 28 Kern diperoleh :</p> <p>jH 200.00</p> <p>(11) Hitung sifat fisis</p> <p>ta 752.0000 F Cp 0.6129 Btu/lb F k 0.4924 Btu/hr.ft.F</p> $\left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} = 1.01$ <p>(12).</p> $h_i = j_H \cdot \left(\frac{k}{De}\right) \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \cdot \phi_s$ <p>$\phi_s = 1.00$</p> <p>hi= 1376.0847 Btu/jam ft² F</p> $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$ <p>hio = 1197.194 Btu/jam ft² F</p>	<p>(7) Asumsi jarak Baffle :</p> <p>B 5.3125 in C' 0.2500 in as 0.2450 ft²</p> $a_s = \frac{ID_s \cdot C' \cdot B}{144 \cdot P_T}$ <p>(8) mass velocity : G_s = W/as</p> <p>G_s 178385.4960 lb/jam ft² De 0.0600 ft [fig. 28]</p> <p>(9).</p> $Re_s = \frac{De \cdot G_s}{\mu}$ <p>miu 0.0393 lb/ft.jam De 0.0608 ft Res 276384.3234 [Fig 14]</p> <p>(10) Dari Fig 28 Kern diperoleh :</p> <p>jH 360.00</p> <p>(11) Hitung sifat fisis</p> <p>ta 541.2700 F Cp 2.1599 Btu/lb F k 0.0243 Btu/hr.ft.F</p> $\left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} = 1.52$ <p>(12).</p> $h_o = j_H \cdot \left(\frac{k}{De}\right) \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \cdot \phi_s$ <p>$\phi_s = 1.00$</p> <p>ho 217.971889 Btu/jam ft² F</p>

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

uc = 184.3986 Btu/hr ft² F

[14]. Dirt Faktor, Rd

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{U_c \cdot U_D}$$

Rd = 0.01313 Btu/hr ft² F

[7] Menghitung Presure Drop

<p>(1) Hitung Reynold</p> <p>Re 88063.7014 f 0.0002 s 0.6492</p> <p>(2). Hitung Delta P</p> $\Delta P_i = \frac{0,5 \cdot f \cdot G_1^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \phi_s}$ <p>Delta Pt 1.0056 psi Delta Pr= 0.2033 psi Total= 1.2089 psi</p>	<p>(1) Res 276384.3234 f 0.0009 s 0.50 N + 1 = 36,14 in</p> $\Delta P_s = \frac{0,5 \cdot f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s}$ <p>Delta Ps 0.0454 psi</p>	<p>[Fig 26]</p> <p>[Fig 29]</p>
--	--	---------------------------------

Summary

1197.1936	h outside	217.97
Uc	184.40	
UD	53.89	
Rd calculated	0.013	
Rd required	0.002	
1.2089	delta P calculated	0.0454
10	delta P allowable	10

P keluar= 2.496909653

CONDENSOR - 01

Tugas : Mengembunkan uap yang keluar dari reaktor
 Jenis : Shell and Tubes Exchanger

Komponen	kmol/jam	kg/jam	Y	Cond.
CO2	10.3494	455.3736	0.0230	
H2O	990.7686	17,833.8349	0.8996	990.7686
C6H5C00H	10.3597	1,263.8834	0.0638	10.3597
C6H4(CO)2O	1.8264	270.3012	0.0136	1.8264
Total	1013.3041	19823.3931	1.0000	1002.9547

Kontanta Antoine

Komponen	A	B	C
CO2	22.5698	3,103.3900	(0.1600)
Air	18.3036	3,816.4400	(46.1300)
AB	17.1634	4,190.7000	(125.2000)
Pan	15.9984	4,467.0100	(83.1500)

P= 2.8332 atm

TK= 405.0000 K = 132.0000 C

Pair= 2140.9329 P ab= 8.8988 P pan= 8.3247
 2.8170 0.0117 0.0110

L/F= 0.6000 P Co2= 2970022.87
 3907.9248

	Fi	Zi	PO	Ki	xi	Yi=Ki*Xi
CO2	10.3494	0.0102	3907.9248	1379.3438	0.0000	0.0255
H2O	990.7686	0.9778	2.8170	0.9943	0.9800	0.9744
C6H5C00H	10.3597	0.0102	0.0117	0.0041	0.0170	0.0001
C6H4(CO)2O	1.8264	0.0018	0.0110	0.0039	0.0030	0.0000
Jumlah	1013.3041	1.0000	1.0440	1988.0067	1.0000	1.0000

Komponen	BM	Umpan masuk		Hasil atas	
		kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
CO2	44	10.3494	455.3736	10.3494	455.3736
H2O	18	990.7686	17,833.8349	394.9551	7109.1910
C6H5C00H	122	10.3597	1,263.8834	0.0122	1.4882
C6H4(CO)2O	148	1.8264	270.3012	0.0029	0.4358
Jumlah		1013.3041	19823.3931		7566.4887

Komponen	Hasil bawah	
	kg/jam	kmol/jam
CO2	0	0
H2O	595.814	10,724.644
C6H5C00H	10.3475	1,262.3952
C6H4(CO)2O	1.8234	269.8654
Jumlah		12256.9045

Komponen	Massa di Cooler Kmol/jam	Cp Kkal/kmol	Qv Kkal/jam	
CO2	10.3494	10.0668	104.1857	13023.21513
H2O	990.7686	8.2116	8,135.8204	1016977.544
C6H5C00H	10.3597	34.1844	354.1411	44267.63667
C6H4(CO)2O	1.8264	31.9241	58.3049	7288.114582
Total	1013.304		8,652.4521	1081556.51

Hin = 1081556.51 kkal/jam

Hout = T = 405.0000 K
Tref = 298 K

Komponen	Massa di Cooler Kmol/jam	Cp Kkal/kmol	Q Kkal/jam	
CO2	10.3494	9.9437	102.9118	11011.56396
H2O	990.7686	8.2045	8,128.7640	869777.7496
C6H5C00H	10.3597	33.7387	349.5244	37399.10851
C6H4(CO)2O	1.8264	34.0764	62.2358	6659.234088
Total			8,643.4360	924847.6562

H_{out} = 924,847.66 kkal/jam

Q = H_{out} - H_{in} =

Q_{sensibel} = 156708.85 kkal/jam

Panas penguapan uap

Suhu bahan = 405.00 C

Suhu referensi = 298.00

Komponen	Massa di Cooler Kmol/jam	Hfg Kkal/kmol	Q Kkal/jam	
CO2	0.0000	1,020.0000	-	
H2O	595.8135	754.0540	449,275.5899	48072488.12
C6H5C00H	10.3475	300.5862	3,110.3262	332804.9078
C6H4(CO)2O	1.8234	125.5255	228.8850	24490.69988
Total			452,614.8012	48429783.73

Panas penguapan = 452,614.801 Kcal/jam

Qc parsial = 609323.655 kkal/jam ##### btu/jam

[3] Perhitungan Cooler

Menghitung kebutuhan pendingin

Sebagai pendingin digunakan air

t1 = 30 °C = 303 K

t2 = 60 °C = 333 K

Cp air = 1 kkal/kg.K

Kebutuhan pendingin = Q / (Cp (t2-t1))

= 20,310.789 kg/jam 44,776.8706 lb/jam

[4]. Menentukan luas tranfer

a. Desuperhetaing

menentukan suhu pendingin keluar seksi desuperheting

Beban panas desuperheating = 156,708.8542 kkal/jam

621,860.5324 btu/jam

Suhu pendingin masuk = 30 C

t1' = t2 - (Qs / (m Cp))

[5]. Memilih ukuran pipa

Dipilih pipa dengan :

L	16.00	ft
OD	1.00	in
Nt	49.96	tube

Diambil :

Shell			Tube		
L	16.00	ft	Nt	66.00	
ID	13.25	in	OD	1.00	in
Pass	1.00		Pt	1.25	in TRIANGULAR
			a"	0.26	
			BWG	16.00	
			Pass	2.00	

Koreksi UD :

A	276.3200	ft ²
UD	56.7742	Btu/jam.ft ² .F

COLD FLUID : TUBE SIDE Water	HOT FLUID : SHELL SIDE Bahan
DIRT FACTOR	
<p>(7) Flow area :</p> <p>at' 0.5940 in² [Table 10]</p> $a_t = \frac{N_t \cdot a_t'}{144 \cdot n}$ <p>at 0.1361 ft²</p> <p>[8] $G_t = \frac{m}{a_t}$</p> <p>Gt 328939.3617 lb/jam ft²</p> <p>Rho 67.8257 lb/cuft</p> <p>(9) Hitung Reynold</p> $Re = \frac{D \cdot G_t}{\mu}$ <p>Ta= 302.0000 F</p> <p>miu= 1.537 lb/ft.jam [Fig 15]</p> <p>IDt = 0.8700 in 0.0725 ft [Table 10]</p> <p>Re= 15519.4140</p> <p>(10) Dari Fig 28 Kern diperoleh :</p> <p>jH ϕ_s 70.00</p> <p>(11) Hitung sifat fisis</p> <p>ta 302.0000 F</p> <p>Cp 0.386 Btu/lb F</p> <p>k 0.808 Btu/hr.ft.F</p>	<p>(7) Asumsi jarak Baffle :</p> <p>B 3.3125 in</p> <p>C' 0.2500 in</p> <p>as 0.0952 ft²</p> $a_s = \frac{ID_s \cdot C' \cdot B}{144 \cdot P_T}$ <p>(8) mass velocity : Gs = W/as</p> <p>Gs 458823.4991 lb/jam ft²</p> <p>De 0.0600 ft [fig. 28]</p> <p>(9). $Re_s = \frac{De \cdot G_s}{\mu}$</p> <p>miu 0.5314 lb/ft jam De 0.0608 ft Res 52524.1095 [Fig 14]</p> <p>ϕ_s</p> <p>(10) Dari Fig 28 Kern diperoleh :</p> <p>jH 150.00</p> <p>(11) Hitung sifat fisis</p> <p>ta 132.0000 F</p> <p>Cp 2.1395 Btu/lb F</p> <p>k 0.0138 Btu/hr.ft.F</p> $\left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} = 4.36$ <p>(12).</p> $h_o = j_H D_e \left(\frac{k}{Re_s} \right) \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot \phi_s$ $\phi_s = \frac{\mu}{\mu} = 1.00$ <p>ho 147.758862 Btu/jam ft² F</p>

$$\left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} = 0.90$$

$$(12). \quad h_i = j_H \cdot \left(\frac{k}{De}\right) \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \cdot \phi_s$$

$$\boxed{\phi_s} = 1.00$$

$$h_i = 703.4831 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$h_{io} = 612.030 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$$

[13] Clean overall coefficient

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = 119.0237 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F}$$

[14] Dirt Faktor, R_d

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D}$$

$$R_d = 0.00921 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F}$$

[6] Menghitung Pressure Drop

(1) Hitung Reynold

$$Re = 15519.4140$$

$$f = 0.0003$$

$$s = 1.0852$$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D}$$

(2). Hitung Delta P

$$\Delta P_t = \frac{0.5 \cdot f \cdot G_s^2 \cdot L \cdot n}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \phi_s}$$

$$\Delta P_t = 0.1054 \text{ psi}$$

$$\Delta P_r = 0.5897 \text{ psi}$$

$$\text{Total} = 0.6951 \text{ psi}$$

$$(1) \quad \begin{array}{ll} \text{Res} & 52524.1095 \\ f & 0.0016 \\ s & 0.45 \\ N + 1 = & 57.96 \text{ in} \end{array}$$

[Fig 29]
[Fig .6]

$$\Delta P_s = \frac{0.5 \cdot f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s}$$

$$\Delta P_s = 0.6286 \text{ psi}$$

Summary

612.0303	h outside	147.76
Uc	119.02	
UD	56.77	
Rd calculated	0.009	
Rd required	0.002	
0.6951	delta P calculated	0.6286
10	delta P allowable	10

P keluar= 2.837239965

CONDENSOR 02

Tugas : Mengembangkan hasil atas menara destilasi 1 menggunakan pendingin air.

Type : Shell dan Tube Exchanger, counter flow

Komponen	BM	Umpan	
		Kmol/jam	Kg/jam
H2O	18	595.7540	10723.5714
C6H5C00H	122	0.0148	1.8071
C6H4(CO)2O	148	0.0013	0.1889
Total		595.7701	10725.5674

□ Data kapasitas panas

Kapasitas panas dinyatakan dengan persamaan :

$$CP = A + B T + C T^2 + D T^3 + E T^4$$

Komponen	$C_p = A + B T + C T^2 + D T^3$ (joule/mol.K)					ET4
	A	B . T	C . T2	D . T3		
H2O	3.39E+01	-8.42E-03	2.99E-05	-1.78E-08		3.69E-12
C6H5C00H	1.62E+01	2.82E-01	1.78E-04	-3.22E-07		1.08E-10
C6H4(CO)2O	4.01E+01	3.61E-02	9.60E-04	-1.23E-06		4.66E-10

□ Persamaan Viskositas

$$A + B T + C T^2$$

Komponen	A	B	C	$\mu = \mu_p$	cp
H2O	-36.826	4.29E-01	-1.62E-05	1.33E+02	0.01327
C6H5C00H	-3.93	2.37E-01	-2.42E-05	8.73E+01	0.00873
C6H4(CO)2O	-10.66	2.30E-01	-1.04E-05	8.00E+01	0.00800
Total				299.9857	0.0300

Komponen	x_i	Bmi	cp
H2O	0.99997	17.9995	0.01327
C6H5C00H	0.00002	0.0030	0.00873
C6H4(CO)2O	0.00000	0.0003	0.00800
Total	1	18.0029	0.0300

Komponen	kmol/jam	kg/jam	Fraksi mol	ρ (kg/m ³)	Cp (kkal/kmolK)
H2O	595.7540	10723.5714	0.99997	955.7621	8.1975
C6H5C00H	0.0148	1.8071	0.00002	986.6185	33.4775
C6H4(CO)2O	0.0013	0.1889	0.0000	1236.9192	30.8987
Total	595.7701	10725.5674	1.000		

ν, cp	k (W/m.°C)	ρX_i	Cp.Xi	$\mu.X_i$	k.Xi
0.01327	1.0483	955.736	0.4554	0.01327	1.04827
0.00873	4.4663702	0.0245	0.2744	0.00000	0.00011
0.00800	5.5727	0.00270	0.2088	0.00000	0.00001
	11.0874	955.763	0.939	0.0133	1.0484

[1] Menghitung Suhu Keluar Kondensor

Bahan keluar kondensore pada keadaan cair jenuh sehingga didekati dengan cara bubble point.

P	2.5000	atm		
T	401.0417	K	128.042	C

Komponen	xi	Po	Ki	yi
H2O	1.0000	2.502	1.001	1.0008
C6H5C00H	0.0000	0.009	0.004	0.0000
C6H4(CO)2O	0.0000	0.009	0.004	0.0000
				1.0008

[2] Perhitungan Condenser

$Q_c = 1348209.0 \text{ kkal/jam} = 5350035.52 \text{ btu/jam}$

Menghitung kebutuhan pendingin

Sebagai pendingin digunakan air

$t_1 = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$

$t_2 = 60 \text{ }^\circ\text{C} = 333 \text{ K}$

$C_p \text{ air} = 1 \text{ kkal/kg.K}$

Kebutuhan pendingin = $Q / (C_p (t_2 - t_1))$
 = $44,940.298 \text{ kg/jam} = 99,074.7318 \text{ lb/jam}$

Hot fluid

Uap keluar MD-01

Kec. hot fluid = $10725.567 \text{ kg/jam} = 23645.4308 \text{ lb/jam}$

Tekanan = 2.5 atm

Suhu masuk = $401.600 \text{ }^\circ\text{K} = 263.48 \text{ F}$

Suhu keluar = $401 \text{ }^\circ\text{K} = 262 \text{ F}$

$t_a = 401.32 \text{ }^\circ\text{K} = 262.98 \text{ F}$

Beban panas = $1348208.95 \text{ kJ/jam} = 5350035.52 \text{ Btu/jam}$

Cold fluid

Water

Kec. cold fluid = $44940.30 \text{ kg/jam} = 99074.73185 \text{ lb/jam}$

Tekanan = 1 atm

Suhu masuk = $30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ F}$

Suhu keluar = $60 \text{ }^\circ\text{C} = 140 \text{ F}$

$t_a = 113 \text{ F}$

Berat molekul = 18 gram/gmol

Kapasitas panas = $1.0000 \text{ kkal/kg K} = 1 \text{ btu/lb F}$

Beban panas = $1348208.95 \text{ kkal/jam}$

= $5350125.9 \text{ Btu/jam}$

[3] Menghitung LMTD

Hot fluid			Cold fluid	
$^\circ\text{C}$	F		$^\circ\text{C}$	F
128.60	263.48	Higher Temp.	60	140
128.04	262.48	Lower Temp.	30.00	86.00

$$\begin{aligned} G_{ttd} = \Delta t_2 = T_{h1} - T_{c2} &= 176.48 \\ L_{ttd} = \Delta t_1 = T_{h2} - T_{c1} &= 123.48 \end{aligned}$$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)}$$

$$\begin{aligned} LMTD &= 148.404 \\ \text{Koreksi LMTD} & \end{aligned}$$

$$P = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}} = \frac{122 - 77}{213.03 - 86} = 53.7324$$

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} = \frac{213.03 - 86}{122 - 77} = 0.0186$$

Dari Kern fig.18; halaman 828 didapat faktor koreksi, $F_T =$

$$\Delta T_M = F_T \times LMTD = 148.40 \text{ } ^\circ\text{F}$$

[4] Menghitung luas Effektiv

Hot Fluid	Light organic	
Cold Fluid	Air	
Range Ud	75 s.d 150	Btu/jam.ft ² .F
Ud dipilih	150.00	Btu/jam.ft ² .F
A	240.3368	ft ²

[5]. Memilih ukuran pipa

Dipilih pipa dengan :

L	16.00 ft
OD	1.00 in
Nt	57.41 tube

Diambil :

	Shell			Tube	
L	16.00	ft	Nt	66.00	
ID	13.25	in	OD	1.00	in
Pass	1.00		Pt	1.25	in
			a"	0.26	
			BWG	16.00	
			Pass	2.00	

Koreksi UD :

A	276.3200	ft ²
UD	130.4666	Btu/jam.ft ² .F

COLD FLUID : TUBE SIDE Water	HOT FLUID : SHELL SIDE Bahan
DIRT FACTOR	
(7) Flow area : at' 0.5940 in ² [Table 10] $a_t = \frac{N_t \cdot a_t'}{144 \cdot n}$ at 0.1361 ft ²	(7) Asumsi jarak Baffle : B 9.2750 in C' 0.2500 in as 0.2667 ft ² $a_s = \frac{ID_s \cdot C' \cdot B}{144 \cdot P_T}$ (8) mass velocity : Gs = W/as Gs 88660.4445 lb/jam ft ² De 0.0600 ft [fig. 28]

<p>[8] $G_t = \frac{m}{a_t}$ Gt 727821.7216 lb/jam ft² Rho 0.0000 lb/cuft</p> <p>(9) Hitung Reynold</p> $Re = \frac{D \cdot G_t}{\mu}$ <p>Ta= 113.0000 F miu= 1.508 lb/ft.jam [Fig 15]</p> <p>IDt= 0.8700 in 0.0725 ft [Table 10]</p> <p>Re= 34982.1498</p> <p>(10) Dari Fig 28 Kern diperoleh : jH 100.00</p> <p>(11) Hitung sifat fisis ta 113.0000 F Cp 0.480 Btu/lb F k 0.369 Btu/hr.ft.F</p> $\left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} = 1.25$ <p>(12). $hi = j_H \cdot \left(\frac{k}{De}\right) \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \cdot \phi_s$ $\phi_s = 1.00$</p> <p>hi= 637.1849 Btu/jam ft² F</p> $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$ <p>hio = 554.351 Btu/jam ft² F</p>	<p>(9). $Re_s = \frac{De \cdot G_s}{\mu}$ miu 0.0321 lb/ft jam [Fig 14] De 0.0600 ft Res 165613.5545</p> <p>(10) Dari Fig 28 Kern diperoleh : jH 200.00</p> <p>(11) Hitung sifat fisis ta 262.9775 F Cp 2.5782 Btu/lb F k 0.5880 Btu/hr.ft.F</p> $\left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} = 0.52$ <p>(12). $h_o = j_H \cdot \left(\frac{k}{De}\right) \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \cdot \phi_s$ $\phi_s = 1.00$</p> <p>ho 1019.756871 Btu/jam ft² F</p>
---	---

[13] Clean overall coefficient

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

uc = 359.1261 Btu/hr ft² F

[14]. Dirt Faktor, Rd

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{U_c \cdot U_D}$$

Rd = 0.00488 Btu/hr ft² F

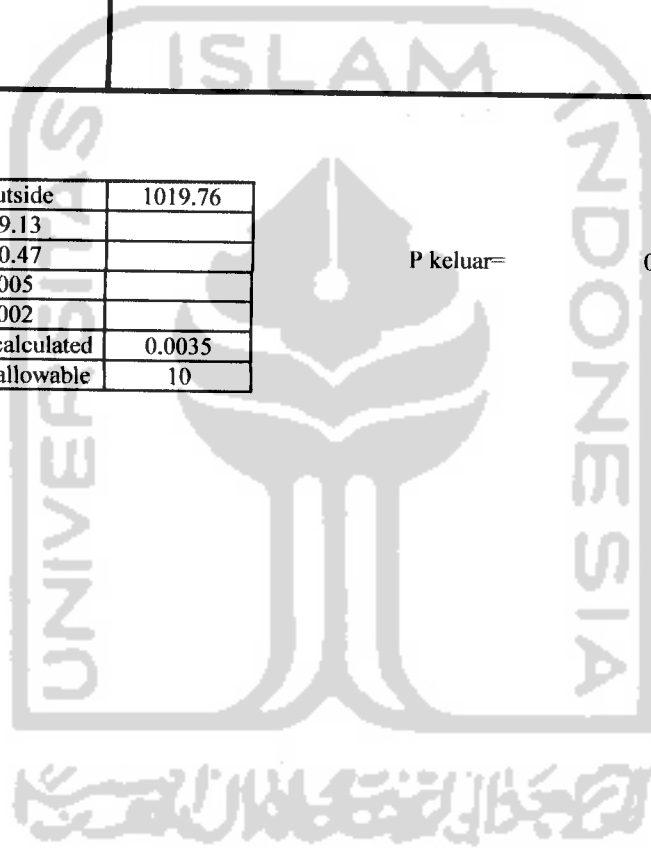
16] Menghitung Presure Drop

<p>(1) Hitung Reynold</p> <p>Re 34982.1498</p> <p>f 0.0002</p> <p>s 1.0000</p> <p>[Fig 26]</p> <p>(2). Hitung Delta P</p> $\Delta P_t = \frac{0,5 \cdot f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \phi_s}$ <p>Delta Pt 0.4479 psi</p> <p>elta Pr= 1.2000 psi</p> <p>Total= 1.6479 psi</p>	<p>(1) Res 165613.5545</p> <p>f 0.0014</p> <p>s 0.96</p> <p>N + 1 = 20.70 in</p> <p>[Fig 29]</p> <p>[Fig .6]</p> $\Delta P_s = \frac{0,5 \cdot f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s}$ <p>Delta Ps 0.0035 psi</p>
---	--

Summary

554.3509	h outside	1019.76
Uc	359.13	
UD	130.47	
Rd calculated	0.005	
Rd required	0.002	
1.6479	delta P calculated	0.0035
10	delta P allowable	10

P keluar= 0.99976165



[1] Menghitung Suhu Keluar Kondensor

Bahan keluar kondensore pada keadaan cair jenuh sehingga didekati dengan cara bubble point.

P	1.0000	atm		
T	515.2984	K	242.298	C

Komponen	xi	Po	Ki	yi
H2O	0.0057	34.323	34.323	0.1968
C6H5COOH	0.9928	0.808	0.808	0.8027
C6H4(CO)2O	0.0014	0.378	0.378	0.0005
				1.0000

[2] Perhitungan Condenser

$Q_c = 354351.9 \text{ kkal/jam} = 1406158.376 \text{ btu/jam}$

Menghitung kebutuhan pendingin

Sebagai pendingin digunakan Hitec

$t_1 = 80 \text{ }^\circ\text{C} = 353 \text{ K}$

$t_2 = 150 \text{ }^\circ\text{C} = 423 \text{ K}$

$C_p = 0.373 \text{ kkal/kg.K}$

Kebutuhan pendingin = $Q / (C_p (t_2 - t_1))$
 $= 13,571.502 \text{ kg/jam} = 29,919.5365 \text{ lb/jam}$

Hot fluid

Uap keluar MD-02

Kec. hot fluid = $1262.626 \text{ kg/jam} = 2783.5679 \text{ lb/jam}$

Tekanan = 1.0 atm

Suhu masuk = $523.024 \text{ }^\circ\text{K} = 482.04 \text{ F}$

Suhu keluar = $515 \text{ }^\circ\text{K} = 468 \text{ F}$

$t_a = 519.16 \text{ oK} = 475.09 \text{ F}$

Beban panas = $354351.91 \text{ kJ/jam} = 1406158.38 \text{ Btu/jam}$

Cold fluid

Hitec

Kec. cold fluid = $13571.50 \text{ kg/jam} = 29919.5365 \text{ lb/jam}$

Tekanan = 1 atm

Suhu masuk = $80 \text{ }^\circ\text{C} = 176 \text{ F}$

Suhu keluar = $150 \text{ }^\circ\text{C} = 302 \text{ F}$

$t_a = 239 \text{ F}$

Berat molekul = 92 gram/gmol

Kapasitas panas = $0.3730 \text{ kkal/kg K} = 1 \text{ btu/lb F}$

Beban panas = $354351.91 \text{ kkal/jam} = 1406182.1 \text{ Btu/jam}$

[3] Menghitung LMTD

Hot fluid			Cold fluid	
$^\circ\text{C}$	F		$^\circ\text{C}$	F
250.02	482.04	Higher Temp.	150	302
242.30	468.14	Lower Temp.	80.00	176.00

$$\begin{aligned} G_{td} = \Delta t_2 = T_{h1} - T_{c2} &= 292.14 \\ L_{td} = \Delta t_1 = T_{h2} - T_{c1} &= 180.04 \end{aligned}$$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)}$$

$$LMTD = 231.587 \text{ F}$$

[4] Menghitung luas Efektif

Hot Fluid	Medium organik	
Cold Fluid	Medium organik	
Range Ud	20 s.d 60	Btu/jam.ft ² .F
Ud dipilih	25.00	Btu/jam.ft ² .F
A	242.8738	ft ²

[5]. Memilih ukuran pipa

Dipilih pipa dengan :

L	16.00 ft
OD	1.00 in
Nt	58.01 tube

Diambil :

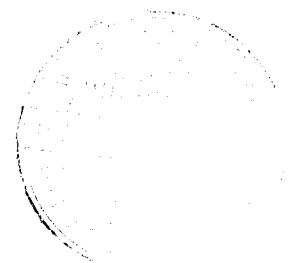
	Shell		Tube	
L	16.00	ft	Nt	66.00
ID	13.25	in	OD	1.00
Pass	1.00		Pt	1.25
			a"	0.26
			BWG	16.00
			Pass	2.00

in TRIANGULAR

Koreksi UD :

A	276.3200	ft ²
UD	21.9740	Btu/jam.ft ² .F

COLD FLUID : TUBE SIDE Hitec	HOT FLUID : SHELL SIDE Pthalic Andidryd dan Asam Benzoat
DIRT FACTOR	
(7) Flow area : at' 0.5940 in ² [Table 10] $a_t = \frac{N_t \cdot a_t'}{144 \cdot n}$ at 0.1361 ft ²	(7) Asumsi jarak Baffle : B 6.6250 in C' 0.2500 in as 0.1905 ft ² $a_s = \frac{ID_s \cdot C' \cdot B}{144 \cdot P_T}$ (8) mass velocity : G _s = W/as G _s 14612.0964 lb/jam ft ² De 0.0600 ft [fig. 28]



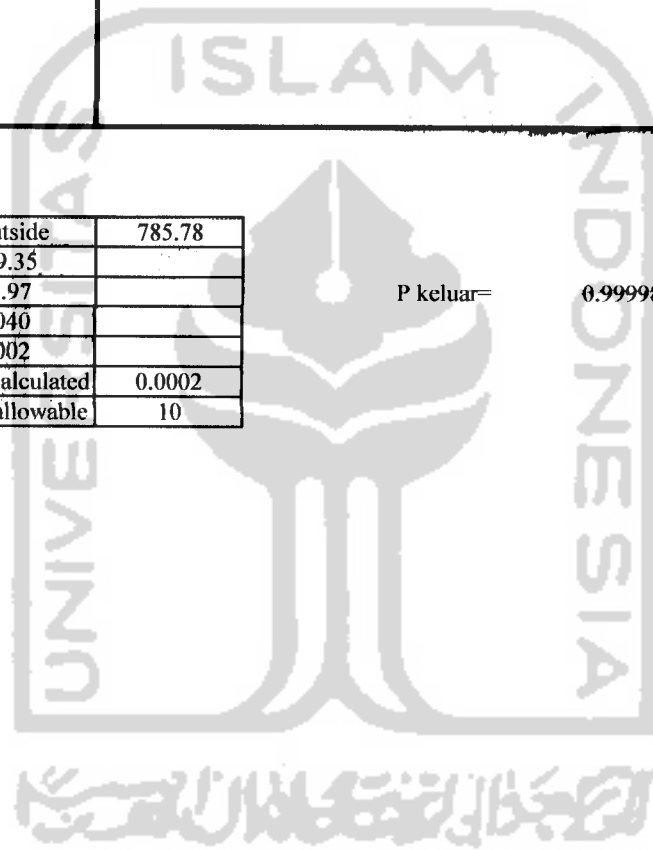
[6] Menghitung Presure Drop

<p>(1) Hitung Reynold</p> <p>Re 10564.2447 f 0.0001 s 1.0000</p> <p>[Fig 26]</p>	<p>(1) Res 32067.7821 f 0.0012 s 0.46 N + 1 = 28.98 in</p> <p>[Fig 29] [Fig .6]</p>
<p>(2). Hitung Delta P</p> $\Delta P_t = \frac{0,5 \cdot f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \phi_s}$ <p>Delta Pt 0.0286 psi</p> <p>Delta Pr= 1.2000 psi</p> <p>Total= 1.2286 psi</p>	$\Delta P_s = \frac{0,5 \cdot f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s}$ <p>Delta Ps 0.0002 psi</p>

Summary

249.4579	h outside	785.78
Uc	189.35	
UD	21.97	
Rd calculated	0.040	
Rd required	0.002	
1.2286	delta P calculated	0.0002
10	delta P allowable	10

P keluar= 0.999983869



SEPARATOR - 01

Fungsi : Memisahkan Komponen uap dan cairan yang keluar dari vaporizer
 Type : vertikal separator single stage
 Kondisi operasi : P = 2.5 atm
 T = 338.84 C = 611.84 K

Komponen	kgmol/jam	kg/jam
CO2	10.3494	455.3736
Air	990.7686	17833.8349
Asam Benzoat	10.3597	1263.8834
Pthalic Anhidryd	1.8264	270.3012
Jumlah	1013.3041	19823.3931

Kontanta Antoine

Komponen	A	B	C
CO2	22.5698	3,103.3900	(0.1600)
Air	18.3036	3,816.4400	(46.1300)
AB	17.1634	4,190.7000	(125.2000)
Pan	15.9984	4,467.0100	(83.1500)

P= 2.5000 atm
 TK= 611.8380 K = 338.8380 C
 Pair= 104536.6173 P ab= 5176.4010 P pan= 1899.1532
 137.5482 6.8111 2.4989
 L/F= 0.2000 P Co2= 39675001.5900
 52203.94946

	Fi	Zi	PO	Ki	xi	Yi=Ki*Xi
CO2	0.0000	0.0000	52203.9495	20881.5798	0.0000	0.0000
Air	0.0000	0.0000	137.5482	55.0193	0.0000	0.0000
Asam Benzoat	0.0112	0.0007	6.8111	2.7244	0.0003	0.0008
Pthalic Anhidryd	15.2189	0.9993	2.4989	0.9996	0.9996	0.9992
Jumlah	15.2301	1.0000	1.0440	1988.0067	0.9999	1.0000

Zi = (xi * L/F) + (yi * V/F) Sehingga :
 0,0007 = 0.0001 + 0,0008 * V/F F = V + L
 V/F = 0.8000 maka L :
 V = 12.1841 kmol/jam L = 3.0460 kmol/jam

Sehingga Neraca Massa di Separator 2 yaitu :

Komponen	Masuk		Keluar			
	kmol/jam	kg/jam	Gas		Cairan	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Air	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Asam Benzoat	0.0112	1.3713	0.0103	1.2566	0.0009	0.1147
Pthalic Anhidryd	15.2189	2,252.3914	12.1758	1802.0124	3.0431	450.3790
Jumlah	15.2301	2,253.7627	405.3196	1803.2690	3.0440	450.4937

$$A = Q_v / u = 1.039 \text{ ft}^2$$

$$\text{OD} = 1.151 \text{ ft} = 13.806 \text{ in}$$

$$\text{Hv} = 36'' + 0.5 \text{ Feed Nozzle OD} = 42.903 \text{ in}$$

$$\text{Hv min} = 48 \text{ in}$$

$$\text{dipilih Hv} = 48 \text{ in}$$

f. Pilih Full Surge Volume dari Tab 5-1 atau 5-2

$$t = 12 \text{ menit} = 720 \text{ s}$$

Hitung volume vessel yang dibutuhkan :

$$QL = 0.004 \text{ cuft/s}$$

$$VL = 3.227 \text{ cuft}$$

$$H = VL (4 / \pi D^2)$$

$$= 0.658 \text{ ft} = 7.892 \text{ in}$$

g. Cek geometri :

$$(H_v + H_i) / D = 1.863 \text{ in}$$

Perbandingan H/D separator $3 < L/D < 5$ (syarat)

Sehingga :

$$\text{Diameter separator} = 30.000 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi separator} = 55.892 \text{ in} = 2.24 \text{ m}$$

h. Menghitung tebal shell

Bahan konstruksi = Carbon steel SA 283 grade C

- allowable stress (f) = 12,650 psia
- factor friksi = 0.125 in
- efisiensi sambungan = 0.8

Tekanan Perancangan = 1,1 P operasi = 16.170 Psia

jari-jari dlm separator = 14.33 in

Tebal shell (ts)

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6 P} + c$$

$$= 0.149 \text{ in}$$

..... (Brownell, P.251)

diambil tebal shell standar : (ts) = 3/16 in

i. Menghitung tebal head

Type : Torispherical dished head

$$ts = \left[\frac{0.855 P r_c}{f E - 0.1 P} \right] + C$$

$$ts = 0.191 \text{ in}$$

diambil tebal head standar : (th) = 4/16 in

..... (Brownell, P.254)

SEPARATOR - 02

Fungsi : Memisahkan Komponen uap dan cairan yang keluar dari Reaktor
 Type : vertikal separator single stage
 Kondisi operasi : P = 2.8328 atm
 T = 132.00 C = 405.00 K

Komponen	kgmol/jam	kg/jam
CO2	10.3494	455.3736
Air	990.7686	17833.8349
Asam Benzoat	10.3597	1263.8834
Pthalic Anhidryd	1.8264	270.3012
Jumlah	1013.3041	19823.3931

Komposisi Air Uap

Komponen	kgmol/jam	kg/jam	Yi
CO2	22.5698	3,103.3900	(0.1600)
Air	18.3036	3,816.4400	(46.1300)
AB	17.1634	4,190.7000	(125.2000)
Pan	15.9984	4,467.0100	(83.1500)

P= 2.8328 atm
 TK= 405.0000 K = 132.0000 C
 Pair= 2140.9329 P ab= 8.8988 P pan= 8.3247
 2.8170 0.0117 0.0110
 L/F= 0.6000 P Co2= 2970022.8652
 3907.924823

	Fi	Zi	PO	Ki	xi	Vi=Ki*Xi
CO2	10.3494	0.0102	3907.9248	1379.5120	0.0000	0.0255
Air	990.7686	0.9778	2.8170	0.9944	0.9799	0.9745
Asam Benzoat	10.3597	0.0102	0.0117	0.0041	0.0170	0.0001
Pthalic Anhidryd	1.8264	0.0018	0.0110	0.0039	0.0030	0.0000

Zi = (xi * L/F) + (yi * V/F) Sehingga :
 0,0102 = 0.0000 + 0,0255 * V/ F = V + L
 V/F = 0.4004 maka L :
 V = 405.7624 kmol/jam L = 607.5417 kmol/jam

Sehingga Neraca Massa di Separator 2 yaitu :

Komponen	Masuk		Keluar			
			Gas		Cairan	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
CO2	10.3494	455.3736	10.3494	455.3736	0	0
Air	990.7686	17,833.8349	394.9551	7109.1910	595.8135	10,724.6439
Asam Benzoat	10.3597	1,263.8834	0.0122	1.4882	10.3475	1,262.3952
Pthalic Anhidryd	1.8264	270.3012	0.0029	0.4358	1.8234	269.8654
Jumlah	1,013.3041	19,823.3931	405.3196	7566.4887	607.9845	12256.9045

$$\text{BM gas} = \frac{\sum \text{kg/jam}}{\sum \text{kmol/jam}} = 18.668 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Densitas gas } (\rho_V) = \frac{P \cdot \text{BM gas}}{R \cdot T} = 0.0016 \text{ kg/L} = 0.099 \text{ lb/ft}^3$$

Komponen	(kg/jam)	(kmol/jam)	xi	ρ (kg/L)	xi . ρ (kg/L)
Air	10,724.6439	595.8135	0.9800	0.9544	0.9353
Asam Benzoat	1,262.3952	10.3475	0.0170	0.9856	0.0168
Pthalic Anhidryd	269.8654	1.8234	0.0030	1.2358	0.0037
Jumlah	12,256.9045	607.9845	1.0000	3.1759	0.9558

$$\text{Densitas cairan } (\rho_L) = \sum (X_i \cdot \rho) = 0.956 \text{ kg/L} = 59.670 \text{ lb/ft}^3$$

a. Faktor pemisah

$$\begin{aligned} W_L &= 12,256.904 \text{ kg/j} = 7.506 \text{ lb/s} \\ W_V &= 7,566.489 \text{ kg/j} = 4.634 \text{ lb/s} \\ \rho_V &= 0.099 \text{ lb/ft}^3 \\ \rho_L &= 50.596 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$U_v = \left[\frac{w_L}{w_V} \right] \left[\frac{\rho_V}{\rho_L} \right]^{0.5} \dots \text{(Evans, Eq.5.1)}$$

$$= 3.632$$

dari fig.51, Evans diperoleh :

$$k_v = 0.40$$

b. Kecepatan gas maksimum

$$\begin{aligned} U_{v \text{ max}} &= k_v \left[\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right]^{0.5} \\ &= 9.019 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

c. Minimum cross sectional area

$$\begin{aligned} W_V &= 4.634 \text{ lb/s} \\ Q_V &= W_V / \rho_V \\ &= 46.645 \text{ ft}^3/\text{s} = 2,798.727 \text{ ft}^3/\text{menit} \\ A_{\text{min}} &= Q_V / U_{v \text{ max}} \\ &= 5.172 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

d. Diameter minimum

$$\begin{aligned} D_{\text{min}} &= (4 (A_{\text{min}}) / \pi)^{0.5} \\ &= 2.567 \text{ ft} = 30.802 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil ukuran standar dengan pembulatan kelipatan 6 in

$$D = 42 \text{ in}$$

e. Estimasi vapour liquid nozzle :

$$\begin{aligned} \rho_{\text{mix}} &= 2.435 \text{ lb/ft}^3 \\ u &= (60 \text{ s/d } 100) (\rho_{\text{mix}})^{0.5} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{dipilih } u &= 80 * (\rho_{\text{mix}})^{0.5} \\ &= 124.826 \text{ ft/sec} \end{aligned}$$

$$A = Q_v / u = 0.374 \text{ ft}^2$$

$$\text{OD} = 0.690 \text{ ft} = 8.279 \text{ in}$$

$$\text{Hv} = 36'' + 0.5 \text{ Feed Nozzle OD} = 40.140 \text{ in}$$

$$\text{Hv min} = 48 \text{ in}$$

$$\text{dipilih Hv} = 48 \text{ in}$$

f. Pilih Full Surge Volume dari Tab 5-1 atau 5-2

$$t = 14 \text{ menit} = 837.0439253 \text{ s}$$

Hitung volume vessel yang dibutuhkan :

$$QL = 0.126 \text{ cuft/s}$$

$$VL = 105.294 \text{ cuft}$$

$$H = VL (4 / \pi D^2)$$

$$= 10.950 \text{ ft} = 131.395 \text{ in}$$

g. Cek geometri :

$$(H_V + H_L) / D = 4.271 \text{ in}$$

Perbandingan H/D separator $3 < L/D < 5$ (syarat)

Sehingga : .

$$\text{Diameter separator} = 42.000 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi separator} = 179.395 \text{ in} \quad 2.24 \text{ m}$$

h. Menghitung tebal shell

Bahan konstruksi = Carbon steel SA 283 grade C

- allowable stress (f) = 12,650 psia
- factor friksi = 0.125 in
- efisiensi sambungan = 0.8

Tekanan Perancangan = 1,1 P operasi = 16.170 Psia

jari-jari dlm separator = 14.33 in

Tebal shell (ts)

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6 P} + c$$

$$= 0.159 \text{ in}$$

diambil tebal shell standar : (ts) = 3/16 in

..... (Brownell, P.251)

i. Menghitung tebal head

Type : Torispherical dished head

$$ts = \left(\frac{0.855 P r_c}{f E - 0.1 P} \right) + C$$

$$= 0.191 \text{ in}$$

diambil tebal head standar : (th) = 4/16 in

..... (Brownell, P.254)

COOLER 01

Tugas : Menurunkan suhu bahan yang keluar dari Reaktor
 Type : Shell dan Tube Exchanger, counter flow

Komponen	kgmol/jam	kg/jam
CO2	10,3494	455,3736
H2O	990,7686	17833,8349
C6H5C00H	10,3597	1263,8834
C6H4(CO)2O	1,8264	270,3012
Jumlah	1013,3041	19823,3931

□ Data kapasitas panas

Kapasitas panas cair dinyatakan dengan persamaan :

$$C_p = A + B T + C T^2 + D T^3 + E T^4$$

Komponen	Cp = A + BT + CT ² + DT ³ (joule/mol.K)				ET ⁴
	A	B . T	C . T ²	D . T ³	
CO2	2.74E+01	4.23E-02	-1.96E-05	4.00E-09	-2.99E-13
H2O	3.39E+01	-8.42E-03	2.99E-05	-1.78E-08	3.69E-12
C6H5C00H	1.62E+01	2.82E-01	1.78E-04	-3.22E-07	1.08E-10
C6H4(CO)2O	4.01E+01	3.61E-02	9.60E-04	-1.23E-06	4.66E-10

□ Persamaan Viskositas

$$A + B T + C T^2$$

Komponen	A	B	C	D	cp
CO2	-17,9151	1,46E+03	7,31E-02	-1,12E-04	7,62E-12
H2O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	7,87E-02
C6H5C00H	-67,6079	1,35E+04	1,10E-01	-6,22E-05	4,10E-02
C6H4(CO)2O	-25,1512	5,04E+03	4,20E-02	-2,49E-05	2,96E-01
Total					0,4152

Komponen	xi	Bmi	cp
CO2	0,0102	0,44939	7,62E-12
H2O	0,9778	17,5997	0,07870
C6H5C00H	0,0102	1,2473	0,04101
C6H4(CO)2O	0,0018	0,2668	0,29554
Total	1,0000	19,1137	0,4152

Komponen	kmol/jam	kg/jam	Fraksi mol	ρ (kg/m ³)	Cp (kkal/kmolK)
CO2	10,3494	455,3736	0,0102	0,6093	11,0563
H2O	990,7686	17833,8349	0,97776	58,3331	8,6276
C6H5C00H	10,3597	1263,8834	0,01022	0,6099	45,5406
C6H4(CO)2O	1,8264	270,3012	0,0018	0,1075	47,1287
Total	1013,3041	19823,3931	1,0000	59,6599	112,3532

v, cp	k (W/m.°C)	ρXi	Cp.Xi	μ.Xi	k.Xi
0,00000	0,0000	0,006	0,2513	0,00000	0,00000
0,07870	0,0258	57,036	0,4793	0,07695	0,02521
0,04101	0,0003112	0,0062	0,3733	0,00042	0,00000
0,29554	0,0000	0,00019	0,3184	0,00053	0,00000
0,4152	0,0262	57,0484	1,4223	0,0779	0,0252

2. Menghitung Beban panas, Q

Menghitung H in

$$T = 673,5000 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 298 \text{ K}$$

Komponen	Massa di Cooler Kmol/jam	Cp Kkal/kmol	Q Kkal/jam	
CO2	10,3494	11,5353	119,3838	44828,62837
H2O	990,7686	8,6916	8.611,3424	3233559,053
C6H5COOH	10,3597	45,1025	467,2498	175452,3138
C6H4(CO)2O	1,8264	29,2941	53,5016	20089,85488
Total	1013,3041		9.251,478	

$$H_{in} = M.Cp.(Tc_1 - T_{ref})$$

$$= 3.473.929,8503 \text{ kkal/jam}$$

Menghitung H out = T = 498 K
Tref = 298 K

Komponen	Massa di Cooler Kmol/jam	Cp Kkal/kmol	Q Kkal/jam	
CO2	10,3494	10,5480	109,1650	21833,0091
H2O	990,7686	8,3507	8.273,5689	1654713,773
C6H5COOH	10,3597	38,5065	398,9166	79783,32414
C6H4(CO)2O	1,8264	34,3069	62,6568	12531,35737
Total	1013,304		8.844,3073	

$$H_{out} = 1.768.861,46 \text{ kkal/jam}$$

$$Q = H_{out} - H_{in} = (1.705.068,39) \text{ kkal/jam} = (6.766.144,39) \text{ btu/jam}$$

[3] Perhitungan Cooler

$$Q_c = -1705068,4 \text{ kkal/jam} = -6766144,393 \text{ btu/jam}$$

Menghitung kebutuhan pendingin

Sebagai pendingin digunakan hitec

$$t_1 = 80 \text{ }^\circ\text{C} = 353 \text{ K}$$

$$t_2 = 150 \text{ }^\circ\text{C} = 423 \text{ K}$$

$$Cp \text{ air} = 0,373 \text{ kkal/kg.K}$$

$$\text{Kebutuhan pendingin} = Q / (Cp (t_2 - t_1))$$

$$= 65.303,270 \text{ kg/jam} = 143.966,6452 \text{ lb/jam}$$

Hot fluid

Bahan yang keluar dari reaktor

$$\text{Kec. hot fluid} = 19823,393 \text{ kg/jam} = 43702,3658 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Tekanan} = 2,83 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu masuk} = 673,500 \text{ }^\circ\text{K} = 752,90 \text{ F}$$

$$\text{Suhu keluar} = 498 \text{ }^\circ\text{K} = 437 \text{ F}$$

$$t_a = 585,75 \text{ oK} = 594,95 \text{ F}$$

$$\text{Beban panas} = -1705068,39 \text{ kj/jam}$$

$$= -6766144,39 \text{ Btu/jam}$$

Cold fluid

Hitec

$$\text{Kec. cold fluid} = 65303,27 \text{ kg/jam} = 143966,6452 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu masuk} = 80 \text{ }^\circ\text{C} = 176 \text{ F}$$

$$\text{Suhu keluar} = 150 \text{ }^\circ\text{C} = 302 \text{ F}$$

$t_a = 239 \text{ F}$
 Berat molekul = 92 gram/gmol
 Kapasitas panas = 1 kkal/kg K
 Beban panas = 1705068,39 kkal/jam
 = 6766258,7 Btu/jam

1 btu/lb F

[4] Menghitung LMTD

Hot fluid			Cold fluid	
°C	F		°C	F
400,50	752,90	Higher Temp.	150	302
225,00	437,00	Lower Temp.	80,00	176,00

$G_{td} = \Delta t_2 = T_{h1} - T_{c2} = 261,00$

$L_{td} = \Delta t_1 = T_{h2} - T_{c1} = 450,90$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)}$$

LMTD = 347,341

Koreksi LMTD

$$P = \frac{T_{C2} - T_{C1}}{T_{H1} - T_{C1}} = \frac{122 - 77}{213,03 - 86} = 0,3989$$

$$R = \frac{T_{H1} - T_{H2}}{T_{C2} - T_{C1}} = \frac{213,03 - 86}{122 - 77} = 2,5071$$

Dari Kern fig. 18; halaman 828 didapat faktor koreksi, $F_T = 0,95$

$\Delta T_M = F_T \times LMTD = 329,97 \text{ } ^\circ\text{F}$

[4] Menghitung luas Effektiv

Hot Fluid Light organik
 Cold Fluid Light organik
 Range Ud 40 s.d 75 Btu/jam.ft².F
 Ud dipilih 75,00 Btu/jam.ft².F
 A 273,4013 ft²

[5]. Memilih ukuran pipa

Dipilih pipa dengan :

L 16,00 ft
 OD 1,00 in
 Nt 65,30 tube

Diambil :

Shell	16,00	ft	Nt	66,00	
ID	13,25	in	OD	1,00	in
Pass	1,00		Pt	1,25	in TRIANGULAR
			a"	0,26	
			BWG	16,00	
			Pass	2,00	

[13] Clean overall coefficient

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

uc = 160,5248 Btu/hr ft² F

[14]. Dirt Faktor, Rd

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{U_c \cdot U_D}$$

Rd = 0,00796 Btu/hr ft² F

[6] Menghitung Presure Drop

<p>(1) Hitung Reynold</p> <p>Re 44710,2926</p> <p>f 0,0001</p> <p>s 1,1504</p>	<p>[Fig 26]</p>	<p>(1) Res 148049,9234</p> <p>f 0,0014</p> <p>s 0,45</p> <p>N + 1 = 57,96 in</p>	<p>[Fig 29]</p> <p>[Fig .6]</p>
<p>(2). Hitung Delta P</p> $\Delta P_t = \frac{0,5 \cdot f \cdot G_s^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \phi_s}$ <p>Delta Pt 0,5755 psi</p> <p>Delta Pr= 0,5563 psi</p> <p>Total= 1,1319 psi</p>	<p>[Fig 29]</p> $\Delta P_s = \frac{0,5 \cdot f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s}$ <p>Delta Ps 0,5500 psi</p>		

Summary

998,0267	h outside	191,29
Uc	160,52	
UD	70,50	
Rd calculated	0,008	
Rd required	0,002	
1,1319	delta P calculated	0,5500
10	delta P allowable	10

P keluar=

2,862584969

COOLER 02

Tugas : Menurunkan suhu bahan yang keluar dari Cooler 1
 Type : Shell dan Tube Exchanger, counter flow

Komponen	kgmol/jam	kg/jam
CO2	10,3494	455,3736
H2O	990,7686	17833,8349
C6H5COOH	10,3597	1263,8834
C6H4(CO)2O	1,8264	270,3012
Jumlah	1013,3041	19823,3931

□ Data kapasitas panas

Kapasitas panas cair dinyatakan dengan persamaan :

$$C_p = A + B T + C T^2 + D T^3 + E T^4$$

Komponen	$C_p = A + B T + C T^2 + D T^3$ (joule/mol.K)				E T ⁴
	A	B . T	C . T ²	D . T ³	
CO2	2,74E+01	4,23E-02	-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13
H2O	3,39E+01	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
C6H5COOH	1,62E+01	2,82E-01	1,78E-04	-3,22E-07	1,08E-10
C6H4(CO)2O	4,01E+01	3,61E-02	9,60E-04	-1,23E-06	4,66E-10

□ Persamaan Viskositas

$$A + B T + C T^2$$

Komponen	A	B	C	D	cp
CO2	-17,9151	1,46E+03	7,31E-02	-1,12E-04	1,31E-05
H2O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	1,45E-01
C6H5COOH	-67,6079	1,35E+04	1,10E-01	-6,22E-05	1,66E-01
C6H4(CO)2O	-25,1512	5,04E+03	4,20E-02	-2,49E-05	6,65E-01
Total					0,9761

Komponen	xi	Bmi	cp
CO2	0,0102	0,44939	1,31E-05
H2O	0,9778	17,5997	0,14549
C6H5COOH	0,0102	1,2473	0,16602
C6H4(CO)2O	0,0018	0,2668	0,66459
Total	1,0000	19,1137	0,9761

Komponen	kmol/jam	kg/jam	Fraksi mol	ρ (kg/m ³)	Cp (kkal/kmolK)
CO2	10,3494	455,3736	0,0102	0,7751	10,3089
H2O	990,7686	17833,8349	0,97776	74,1989	8,3190
C6H5COOH	10,3597	1263,8834	0,01022	0,7758	37,5900
C6H4(CO)2O	1,8264	270,3012	0,0018	0,1368	38,3718
Total	1013,3041	19823,3931	1,0000	75,8866	94,5897

ν, cp	$k \text{ (W/m.}^\circ\text{C)}$	ρXi	$C_p \text{Xi}$	μXi	$k \text{Xi}$
0,00001	0,0000	0,008	0,2343	0,00000	0,00000
0,14549	0,0343	72,549	0,4622	0,14226	0,03351
0,16602	0,0003541	0,0079	0,3081	0,00170	0,00000
0,66459	0,0000	0,00025	0,2593	0,00120	0,00000
0,9761	0,0347	72,5648	1,2638	0,1452	0,0335

2. Menghitung Beban panas, Q

Menghitung H_{in}

$$T = 498,0000 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 298 \text{ K}$$

Komponen	Massa di Cooler Kmol/jam	C_p Kkal/kmol	Q Kkal/jam
CO2	10,3494	10,5480	109,1650
H2O	990,7686	8,3507	8.273,5689
C6H5COOH	10,3597	38,5065	398,9166
C6H4(CO)2O	1,8264	34,3069	62,6568
Total	1013,3041		8.844,307

$$H_{in} = M \cdot C_p \cdot (T_c - T_{ref})$$

$$= 1.768.861,4633 \text{ kkal/jam}$$

Menghitung

$$H_{out} = T = 423 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 298 \text{ K}$$

Komponen	Massa di Cooler Kmol/jam	C_p Kkal/kmol	Q Kkal/jam
CO2	10,3494	10,0668	104,1857
H2O	990,7686	8,2116	8.135,8204
C6H5COOH	10,3597	34,1844	354,1411
C6H4(CO)2O	1,8264	31,9241	58,3049
Total	1013,304		8.652,4521

$$H_{out} = 1.081.556,51 \text{ kkal/jam}$$

$$Q = H_{out} - H_{in} = (687.304,95) \text{ kkal/jam} = (2.727.400,61) \text{ btu/jam}$$

[3] Perhitungan Cooler

$$Q_c = -687305,0 \text{ kkal/jam} = -2727400,607 \text{ btu/jam}$$

Menghitung kebutuhan pendingin

Sebagai pendingin digunakan hitec

$$t_1 = 80 \text{ }^\circ\text{C} = 353 \text{ K}$$

$$t_2 = 150 \text{ }^\circ\text{C} = 423 \text{ K}$$

$$C_p \text{ air} = 0,373 \text{ kkal/kg.K}$$

$$\text{Kebutuhan pendingin} = Q / (C_p (t_2 - t_1))$$

$$= 26.323,437 \text{ kg/jam} = 58.032,2696 \text{ lb/jam}$$

Hot fluid

Bahan yang keluar dari reaktor

$$\text{Kec. hot fluid} = 19823,393 \text{ kg/jam} = 43702,3658 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Tekanan} = 2,83 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu masuk} = 498,000 \text{ }^\circ\text{K} = 437,00 \text{ F}$$

$$\text{Suhu keluar} = 423 \text{ }^\circ\text{K} = 302 \text{ F}$$

$t_a = 460,50 \text{ oK}$ $369,50 \text{ F}$
 Beban panas = $-687304,95 \text{ kJ/jam}$
 = $-2727400,61 \text{ Btu/jam}$

Cold fluid

Hitec

Kec. cold fluid = $26323,44 \text{ kg/jam} = 58032,26961 \text{ lb/jam}$
 Tekanan = 1 atm
 Suhu masuk = $80 \text{ }^\circ\text{C} = 176 \text{ F}$
 Suhu keluar = $150 \text{ }^\circ\text{C} = 302 \text{ F}$
 $t_a = 239 \text{ F}$
 Berat molekul = 92 gram/gmol
 Kapasitas panas = 1 kkal/kg K 1 btu/lb F
 Beban panas = $687304,95 \text{ kkal/jam}$
 = $2727446,7 \text{ Btu/jam}$

[4] Menghitung LMTD

Hot fluid			Cold fluid	
$^\circ\text{C}$	F		$^\circ\text{C}$	F
225,00	437,00	Higher Temp.	150	302
150,00	302,00	Lower Temp.	80,00	176,00

$G_{ttd} = \Delta t_2 = T_{h1} - T_{c2} = 126,00$

$L_{ttd} = \Delta t_1 = T_{h2} - T_{c1} = 135,00$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

LMTD = 130,448

Koreksi LMTD

$$P = \frac{T_{C2} - T_{C1}}{T_{H1} - T_{C1}} = \frac{122 - 77}{213,03 - 86} = 0,9333$$

$$R = \frac{T_{H1} - T_{H2}}{T_{C2} - T_{C1}} = \frac{213,03 - 86}{122 - 77} = 1,0714$$

Dari Kern fig.18; halaman 828 didapat faktor koreksi, $F_T = 0,95$

$\Delta T_M = F_T \times LMTD = 123,93 \text{ }^\circ\text{F}$

[4] Menghitung luas Effektif

Hot Fluid Light organik
 Cold Fluid Light organik
 Range Ud 40 s.d 75 Btu/jam.ft².F
 Ud dipilih 75,00 Btu/jam.ft².F
 A 293,4444 ft²

[5]. Memilih ukuran pipa

Dipilih pipa dengan :

L	16,00 ft
OD	1,00 in
Nt	70,09 tube

Diambil :

	Shell			Tube	
L	16,00	ft	Nt	86,00	
ID	17,25	in	OD	1,00	in
Pass	1,00		Pt	1,25	in TRIANGULAR
			a"	0,26	
			BWG	16,00	
			Pass	2,00	

Koreksi UD :

A	360,0533	ft ²
UD	58,0689	Btu/jam.ft ² .F

COLD FLUID : TUBE SIDE Hitec		HOT FLUID : SHELL SIDE Bahan	
DIRT FACTOR			
(7) Flow area :		(7) Asumsi jarak Baffle :	
a'	0,5940 in ² [Table 10]	B	4,3125 in
$a_t = \frac{N_t \cdot a_t'}{144 \cdot n}$		C'	0,2500 in
at	0,1774 ft ²	as	0,1614 ft ²
[8] $G_t = \frac{m}{a_t}$		$a_s = \frac{ID_s \cdot C' \cdot B}{144 \cdot P_T}$	
Gt	327172,7673 lb/jam ft ²	(8) mass velocity : G _s = W/as	
Rho	71,8977 lb/cuft	Gs	270706,8282 lb/jam ft ²
		De	0,0600 ft
		(9) $Re_s = \frac{De \cdot G_s}{\mu}$	[fig. 28]
		miu	0,3513 lb/ft jam
		De	0,0608 ft
		Res	46881,6040
(9) Hitung Reynold		ϕ_s	[Fig 14]
$Re = \frac{D \cdot G_t}{\mu}$		(10) Dari Fig 28 Kern diperoleh :	
Ta=	239,0000 F	jH	150,00
miu=	1,715 lb/ft.jam	(11) Hitung sifat fisis	
IDt =	0,8700 in	ta	369,5000 F
	0,0725 ft	Cp	2,8352 Btu/lb F
		k	0,0194 Btu/hr.ft.F
Re=	13831,2257	$\left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} =$	3,72
		(12) $h_o = j_H \cdot \left(\frac{k}{De}\right) \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \cdot \phi_s$	
(10) Dari Fig 28 Kern diperoleh :		$\phi_s =$	1,00
jH	70,00		

<p>(11) Hitung sifat fisis</p> <p>ta 239,0000 F</p> <p>Cp 0,347 Btu/lb F</p> <p>k 0,852 Btu/hr.ft.F</p> $\left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} = 0,89$ <p>(12).</p> $U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$ <p>$\phi_s = 1,00$</p> <p>hi= 730,0091 Btu/jam ft2 F</p> $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$ <p>hio = 635,108 Btu/jam ft2 F</p>	<p>ho 177,536533 Btu/jam ft2 F</p>
--	---

[13] Clean overall coefficient

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

uc = 138,7505 Btu/hr ft2 F

[14]. Dirt Faktor, Rd

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{U_c \cdot U_D}$$

Rd = 0,01001 Btu/hr ft2 F

[6] Menghitung Presure Drop

<p>(1) Hitung Reynold</p> <p>Re 13831,2257</p> <p>f 0,0003 [Fig 26]</p> <p>s 1,1504</p> <p>(2). Hitung Delta P</p> $\Delta P_t = \frac{0,5 \cdot f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \phi_s}$ <p>Delta Pt 0,0983 psi</p> <p>Delta Pr= 0,5563 psi</p> <p>Total= 0,6547 psi</p>	<p>(1) Res 46881,6040</p> <p>f 0,0016 [Fig 29]</p> <p>s 0,45 [Fig .6]</p> <p>N + 1 = 44,52 in</p> $\Delta P_s = \frac{0,5 \cdot f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s}$ <p>Delta Ps 0,2188 psi</p>
--	---

Summary

635,1079	h outside	177,54
Uc	138,75	
UD	58,07	
Rd calculated	0,010	
Rd required	0,002	
0,6547	delta P calculated	0,2188
10	delta P allowable	10

P keluar=

2,865115126



ACCUMULATOR - 01

Fungsi : sebagai penampung arus keluaran kondensor pada menara distilasi 1 untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar
 Type : tangki silinder horizontal

1. Menghitung volume tangki

a. Kecepatan aliran massa

Komponen	BM	Umpan			ρ (Densitas)	
		Kmol/jam	Kg/jam	lb/jam	Kg/m ³	lb/ft ³
H ₂ O	18	595,7540	10723,5714	23641,03	955,7621	59,667334
C ₆ H ₅ COOH	122	0,0148	1,8071	3,9839065	986,685	61,597822
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	148	0,0013	0,1889	0,4164462	1236,5492	77,19661
Total		595,7701	10725,5674	#####	3178,9963	198,4618

Asumsi :

kapasitas waktu tinggal 5 menit : 0,083 jam (Treybal, 1966)

b. Kapasitas dan volume masing-masing komponen dalam 5 menit

volume Air = 33,0178 ft³
 volume AB = 0,0054 ft³
 volume PAN = 0,0004 ft³
 Volume tangki = 33,024 ft³

c. Volume tangki

dianggap tangki berisi 120% cairan, maka :

volume tangki = 39,628 ft³

2. Menentukan diameter dan panjang tangki

Berdasarkan Brownell, Persm 5.4, P.81, maka digunakan tangki berbentuk silinder dengan perbandingan $L/D = 6$

$$D = \left(\frac{V}{(6/4\phi + \phi/12)} \right)^{1/3}$$

$$D = 1,998 \text{ ft} = 0,609 \text{ m} = 23,971 \text{ in}$$

$$L = 11,985 \text{ ft} = 3,653 \text{ m} = 143,825 \text{ in}$$

3. Menghitung tebal shell

Sebagai bahan tangki digunakan plate steel SA.283 Grade C, dengan spesifikasi :

f = 12650 (Tabel 13.1, P.251, Brownell)

E = 0,8

C = 0,125

$$t_{\text{shell}} = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6 P} + c \quad (\text{Persm 13.1, P.254, Brownell})$$

P = 2,5 atm

faktor keamanan 10%, maka P design = 40,425 psi

r_i = 0,999 ft = 11,985 in

t_{shell} = 0,173 in

dipakai tebal shell (ts) standar = 3/16 in

4. Menghitung tebal head

$$th = \frac{0.885 P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.1 P} + c$$

$$OD = ID + 2ts$$

$$= 24,346 \text{ in}$$

dari tabel 5.7 digunakan OD = 26 in

$$icr = 1 \frac{5}{8} \text{ in}$$

$$r = 24 \text{ in}$$

$$th = 0,167 \text{ in}$$

dipakai tebal head standar (th) = 3/16 in

5. Menghitung tinggi head

$$a = ID_s/2 = 11,985 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 10 \frac{1}{3} \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 22 \frac{3}{8} \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 19,832 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 4,168 \text{ in}$$

(Brownell, P.87)

Dari tabel 5.6 Brownell hal.88 dengan th 3/16 in didapat sf = 1.5 - 2 in perancangan digunakan sf = 2 in

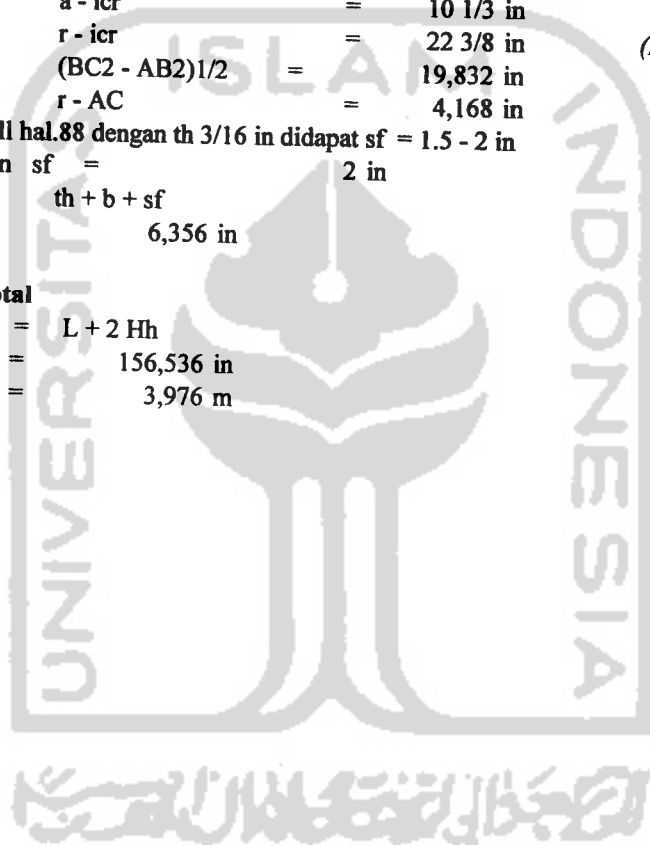
$$Hh = th + b + sf = 6,356 \text{ in}$$

6. Menentukan panjang tangki total

$$\text{panjang tangki total} = L + 2 Hh$$

$$= 156,536 \text{ in}$$

$$= 3,976 \text{ m}$$



COOLER 03

Tugas : Menurunkan suhu bahan yang keluar dari accumulator 2 setelah MD 1

Type : Shell dan Tube Exchanger, counter flow

Komponen	BM	Umpan	
		Kmol/jam	Kg/jam
H2O	18	595,7540	10723,5714
C6H5C00H	122	0,0148	1,8071
C6H4(CO)2O	148	0,0013	0,1889
Total		595,7701	10725,5674

□ Data kapasitas panas

Kapasitas panas cair dinyatakan dengan persamaan :

$$C_p = A + B T + C T^2 + D T^3 + E T^4$$

Komponen	Cp = A + BT + CT ² + DT ³ (kkal/kmol.K)			
	A	B . T	C . T ²	D . T ³
H2O	9.21E+01	-4.00E-02	-2.11E-04	5.35E-07
C6H5C00H	-1.59E+02	2.37E+00	-4.83E-03	3.69E-06
C6H4(CO)2O	-1.06E+02	1.98E+00	-3.88E-03	2.85E-06

□ Persamaan Viskositas

A + BT + CT²

Komponen	A	B	C		cp
H2O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	3,35E-01
C6H5C00H	-67,6079	1,35E+04	1,10E-01	-6,22E-05	3,67E+01
C6H4(CO)2O	-25,1512	5,04E+03	4,20E-02	-2,49E-05	5,78E+00
Total					42,8456

Komponen	xi	Bmi	cp
H2O	0,99997	17,9995	0,33497
C6H5C00H	0,00002	0,0030	36,72917
C6H4(CO)2O	0,00000	0,0003	5,78142
Total	1	18,0029	42,8456

Komponen	kmol/jam	kg/jam	Fraksi mol	ρ (kg/m ³)	Cp (kkal/kmolK)
H2O	595,7540	10723,5714	0,99997	955,7621	17,9695
C6H5C00H	0,0148	1,8071	0,00002	986,6185	57,5447
C6H4(CO)2O	0,0013	0,1889	0,00000	1236,9192	56,6871
Total	595,7701	10725,5674	1,000		

υ, cp	k (W/m.°C)	ρXi	Cp.Xi	μ.Xi	k.Xi
0,33497	2,2979	955,736	0,9983	0,33496	2,29788
36,72917	7,6772697	0,0245	0,4717	0,00091	0,00019
5,78142	10,2237	0,00270	0,3830	0,00001	0,00002
	20,1989	955,763	1,853	0,3359	2,2981

2. Menghitung Beban panas, Q

Menghitung H in

$$T = 401,0000 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 298 \text{ K}$$

Komponen	Massa di Cooler Kmol/jam	Cp Kkal/kmol	Q Kkal/jam
H ₂ O	595,7540	18,2928	10.897,9802
C ₆ H ₅ COOH	0,0148	60,7478	0,8991
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	0,0013	59,5195	0,0774
Total	595,770		10.898,957

1122491,965
92,60389461
7,969660305
1122592,538

$$H_{in} = M \cdot C_p \cdot (T_c - T_{ref})$$

$$= 1.122.592,5383 \text{ kkal/jam}$$

Menghitung H out =

$$T = 313 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 298 \text{ K}$$

Komponen	Massa di Cooler Kmol/jam	Cp Kkal/kmol	Q Kkal/jam
H ₂ O	595,7540	17,9808	10.712,1352
C ₆ H ₅ COOH	0,0148	53,5289	0,7922
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	0,0013	53,0860	0,0690
Total	595,770		10.712,9965

160682,0287
11,88340807
1,035176719
160694,9472

$$H_{out} = 160.694,95 \text{ kkal/jam}$$

$$Q = H_{out} - H_{in} = (961.897,59) \text{ kkal/jam} = (3.817.053,93) \text{ btu/jam}$$

[3] Perhitungan Cooler

$$Q_c = -961897,6 \text{ kkal/jam} = -3817053,933 \text{ btu/jam}$$

Menghitung kebutuhan pendingin

Sebagai pendingin digunakan air

$$t_1 = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$t_2 = 60 \text{ }^\circ\text{C} = 333 \text{ K}$$

$$C_p \text{ air} = 1 \text{ kkal/kg.K}$$

$$\text{Kebutuhan pendingin} = Q / (C_p (t_2 - t_1))$$

$$= 32.063,253 \text{ kg/jam}$$

70.686,1839 lb/jam

Hot fluid

Cairan keluar dari accumulator 1

$$\text{Kec. hot fluid} = 10725,567 \text{ kg/jam} = 23645,4308 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Tekanan} = 2,5 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu masuk} = 401,000 \text{ }^\circ\text{K} = 262,40 \text{ F}$$

$$\text{Suhu keluar} = 313 \text{ }^\circ\text{K} = 104 \text{ F}$$

$$t_a = 357,00 \text{ oK} = 183,20 \text{ F}$$

$$\text{Beban panas} = -961897,59 \text{ kJ/jam}$$

$$= -3817053,93 \text{ Btu/jam}$$

Cold fluid

Water

$$\text{Kec. cold fluid} = 32063,25 \text{ kg/jam} = 70686,18394 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu masuk} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ F}$$

$$\text{Suhu keluar} = 60 \text{ }^\circ\text{C} = 140 \text{ F}$$

$$t_a = 113 \text{ F}$$

$$\text{Berat molekul} = 18 \text{ gram/gmol}$$

$$\text{Kapasitas panas} = 1 \text{ kkal/kg K}$$

$$\text{Beban panas} = 961897,59 \text{ kkal/jam}$$

$$= 3817118,4 \text{ Btu/jam}$$

1 btu/lb F

[4] Menghitung LMTD

Hot fluid			Cold fluid	
°C	F		°C	F
128,00	262,40	Higher Temp.	60	140
40,00	104,00	Lower Temp.	30,00	86,00

$$G_{ttd} = \Delta t_2 = T_{h1} - T_{c2} = 18,00$$

$$L_{ttd} = \Delta t_1 = T_{h2} - T_{c1} = 122,40$$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$LMTD = 54,462$$

Koreksi LMTD

$$P = \frac{T_{C2} - T_{C1}}{T_{H1} - T_{C1}} = \frac{122 - 77}{213,03 - 86} = 0,3409$$

$$R = \frac{T_{H1} - T_{H2}}{T_{C2} - T_{C1}} = \frac{213,03 - 86}{122 - 77} = 2,9333$$

Dari Kern fig. 18; halaman 828 didapat faktor koreksi, $F_T = 0,95$

$$\Delta T_M = F_T \times LMTD = 51,74 \text{ } ^\circ\text{F}$$

[4] Menghitung luas Effektiv

Hot Fluid	Light organic	
Cold Fluid	Air	
Range Ud	75 s.d 150	Btu/jam.ft ² .F
Ud dipilih	150,00	Btu/jam.ft ² .F
A	491,8328	ft ²

[5]. Memilih ukuran pipa

Dipilih pipa dengan :

L	16,00 ft
OD	1,00 in
Nt	117,48 tube

Diambil :

L	Shell 16,00 ft	Nt	Tube 118,00	
ID	17,25 in	OD	1,00 in	
Pass	1,00	Pt	1,25 in triangular	
		a"	0,26	
		BWG	16,00	
		Pass	2,00	

Koreksi UD :

A	494,0267	ft ²
UD	141,8672	Btu/jam.ft ² .F

COLD FLUID : TUBE SIDE Water	HOT FLUID : SHELL SIDE Bahan
DIRT FACTOR	
<p>(7) Flow area :</p> <p>at' 0,5940 in² [Table 10]</p> $a_t = \frac{N_t \cdot a_t'}{144 \cdot n}$ <p>at 0,2434 ft²</p> <p>[8]</p> $G_t = \frac{m}{a_t}$ <p>Gt 290441,4338 lb/jam ft² Rho 62,5000 lb/cuft</p> <p>(9) Hitung Reynold</p> $Re = \frac{D \cdot G_t}{\mu}$ <p>Ta= 113,0000 F miu= 1,508 lb/ft.jam [Fig 15]</p> <p>IDt = 0,8700 in 0,0725 ft [Table 10]</p> <p>Re= 13959,8276</p> <p>(10) Dari Fig 28 Kern diperoleh :</p> <p>jH 40,00</p> <p>(11) Hitung sifat fisis</p> <p>ta 113,0000 F Cp 0,480 Btu/lb F k 0,369 Btu/hr.ft.F</p> $\left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} = 1,25$ <p>(12).</p> $h_i = j_H \cdot \left(\frac{k}{De}\right) \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \cdot \phi_s$ <p>$\phi_s = 1,00$</p> <p>hi= 254,8740 Btu/jam ft² F</p> $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$ <p>hio = 221,740 Btu/jam ft² F</p>	<p>(7) Asumsi jarak Baffle :</p> <p>B 8,6250 in C' 0,2500 in as 0,3229 ft²</p> $a_s = \frac{ID_s \cdot C' \cdot B}{144 \cdot P_T}$ <p>(8) mass velocity : Gs = W/as</p> <p>Gs 73233,7879 lb/jam ft² De 0,0600 ft [fig. 28]</p> <p>(9).</p> $Re_s = \frac{De \cdot G_s}{\mu}$ <p>miu 0,8129 lb/ft jam De 0,0608 ft Res 5480,7716 [Fig 14]</p> <p>(10) Dari Fig 28 Kern diperoleh :</p> <p>jH 45,00</p> <p>(11) Hitung sifat fisis</p> <p>ta 183,2000 F Cp 3,3354 Btu/lb F k 1,3276 Btu/hr.ft.F</p> $\left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} = 1,27$ <p>(12).</p> $h_o = j_H \cdot \left(\frac{k}{De}\right) \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \cdot \phi_s$ <p>$\phi_s = 1,00$</p> <p>ho 1245,962257 Btu/jam ft² F</p>

[13] Clean overall coefficient

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

uc = 188,2398 Btu/hr ft² F

[14]. Dirt Faktor, Rd

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{U_c \cdot U_D}$$

Rd = 0,00174 Btu/hr ft² F

[6] Menghitung Presure Drop

<p>(1) Hitung Reynold</p> <p>Re 13959,8276</p> <p>f 0,0001</p> <p>s 1,0000</p>	<p>(1) Res 5480,7716</p> <p>f 0,0012</p> <p>s 0,46</p> <p>N + 1 = 22,26 in</p> <p>$\Delta P_s = \frac{0,5 \cdot f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^8 \cdot D_e \cdot s}$</p> <p>Delta Ps 0,0059 psi</p>	<p>[Fig 26]</p> <p>[Fig 29]</p> <p>[Fig .6]</p>
<p>(2). Hitung Delta P</p> <p>$\Delta P_t = \frac{0,5 \cdot f \cdot G_i^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^8 \cdot D \cdot s \cdot \phi_s}$</p> <p>Delta Pt 0,0499 psi</p> <p>Delta Pr= 0,6400 psi</p> <p>Total= 0,6899 psi</p>		

Summary

221,7404	h outside	1245,96
Uc	188,24	
UD	141,87	
Rd calculated	0,002	
Rd required	0,002	
0,6899	delta P calculated	0,0059
10	delta P allowable	10

P keluar=

0,999600372

REBOILER 01

Tugas : Mengupkan hasil bawah Md 01

Type : Shell dan Tube Exchanger, counter flow

Komponen	BM	Umpan	
		Kmol/jam	Kg/jam
H ₂ O	18	0,0596	1,0725
C ₆ H ₅ C ₀ 0H	122	10,3327	1260,5881
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	148	1,8221	269,6765
Total		12,2144	1531,3371

□ Data kapasitas panas

Kapasitas panas gas dinyatakan dengan persamaan :

$$CP = A + BT + CT^2 + DT^3 + DT^4$$

Komponen	Cp = A + BT + CT ² + DT ³ (joule/mol.K)				ET ₄
	A	B . T	C . T ²	D . T ³	
H ₂ O	3.39E+01	-8.42E-03	2.99E-05	-1.78E-08	3.69E-12
C ₆ H ₅ C ₀ 0H	1.62E+01	2.82E-01	1.78E-04	-3.22E-07	1.08E-10
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	4.01E+01	3.61E-02	9.60E-04	-1.23E-06	4.66E-10

□ Persamaan Viskositas

$$A + BT + CT^2$$

Komponen	A	B	C	$\mu = \mu_p$	cp
H ₂ O	-36,826	4,29E-01	-1,62E-05	2,03E+02	0,02028
C ₆ H ₅ C ₀ 0H	-3,93	2,37E-01	-2,42E-05	1,23E+02	0,01235
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	-10,66	2,30E-01	-1,04E-05	1,17E+02	0,01172
Total				443,4958	0,0443

Komponen	xi	Bmi	cp
H ₂ O	0,00488	0,0878	0,02028
C ₆ H ₅ C ₀ 0H	0,84594	103,2052	0,01235
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	0,14918	22,0781	0,01172
Total	1	125,3711	0,0443

Komponen	kmol/jam	kg/jam	Fraksi mol	ρ (kg/m ³)	Cp (kkal/kmolK)
H ₂ O	0,0596	1,0725	0,00488	955,7621	8,5879
C ₆ H ₅ C ₀ 0H	10,3327	1260,5881	0,84594	986,6185	44,6543
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	1,8221	269,6765	0,1492	1236,9192	34,3536
Total	12,2144	1531,3371	1,000		

ν, cp	k (W/m.°C)	ρXi	Cp.Xi	$\mu.Xi$	k.Xi
0,02028	0,5751	4,664	0,4771	0,00010	0,00281
0,01235	3,1196971	834,6241	0,3660	0,01045	2,63909
0,01172	3,2445	184,51913	0,2321	0,00175	0,48400
	6,9393	1023,807	1,075	0,0123	3,1259

[1] Menghitung Suhu Keluar Reboiler

Bahan keluar Reboiler pada keadaan uap jenuh sehingga didekati dengan cara dew point

P 2,8400 atm
 T 576,6628 K 303,663 C

Komponen	yi	Po	Ki	xi
H2O	0,0049	87,943	30,966	0,0002
C6H5C00H	0,8459	3,482	1,226	0,6900
C6H4(CO)2O	0,1492	1,368	0,482	0,3096
				0,9997

[2] Perhitungan Reboiler

$Q_b = 1619743,9 \text{ kkal/jam} = 6427555,353 \text{ btu/jam}$

Menghitung kebutuhan hitec

Sebagai pemanas digunakan hitec

t1 = 400 °C = 673 K
 t2 = 350 °C = 623 K
 Cp = 0,373 kkal/kg.K

Kebutuhan pendingin = $Q / (C_p (t1-t2))$
 = 86.849,542 kg/jam 191.467,2432 lb/jam

Cold Fluid

Cairan keluar MD-01

Kec. cold fluid = 1531,337 kg/jam = 3375,9636 lb/jam
 Tekanan = 2,9 atm
 Suhu masuk = 565,000 °K = 557,60 F
 Suhu keluar = 577 °K = 579 F
 ta = 570,83 oK 568,10 F
 Beban panas = 1619743,95 kj/jam
 = 6427555,35 Btu/jam

Hot fluid

Hitec

Kec. cold fluid = 86849,54 kg/jam = 191467,2432 lb/jam
 Tekanan = 1 atm
 Suhu masuk = 400 °C = 752 F
 Suhu keluar = 350 °C = 662 F
 ta = 707 F
 Berat molekul = 18 gram/gmol
 Kapasitas panas = 0,3730 kkal/kg K 1 btu/lb F
 Beban panas = 1619743,95 kkal/jam
 = 6427663,9 Btu/jam

[3] Menghitung LMTD

Hot fluid			Cold fluid	
°C	F		°C	F
400,00	752,00	Higher Temp.	304	579
350,00	662,00	Lower Temp.	292,00	557,60

$$G_{td} = \Delta t_2 = T_{h1} - T_{c2} = 104,40$$

$$L_{td} = \Delta t_1 = T_{h2} - T_{c1} = 173,41$$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$LMTD = 135,998$$

Koreksi LMTD

$$P = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}} = \frac{122 - 77}{213,03 - 86} = 0,2333$$

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} = \frac{213,03 - 86}{122 - 77} = 4,2871$$

Dari Kern fig. 18; halaman 828 didapat faktor koreksi, $F_T = 0,99$

$$\Delta T_M = F_T \times LMTD = 134,64 \text{ } ^\circ\text{F}$$

[4] Menghitung luas Effektiv

Hot Fluid	Light organic	
Cold Fluid	Light organic	
Range Ud	40 s.d 75	Btu/jam.ft ² .F
Ud dipilih	75,00	Btu/jam.ft ² .F
A	636,5271	ft ²

[5]. Memilih ukuran pipa

Dipilih pipa dengan :

L	16,00	ft
OD	1,00	in
Nt	152,04	tube

Diambil :

	Shell		Tube	
L	16,00	ft	Nt	152,00
ID	19,25	in	OD	1,00
Pass	1,00		Pt	1,25
			a"	0,26
			BWG	16,00
			Pass	2,00

Koreksi UD :

A	636,3733	ft ²
UD	74,2679	Btu/jam.ft ² .F

COLD FLUID : TUBE SIDE Hitec	HOT FLUID : SHELL SIDE Pthalic Andidryd dan Asam Benzoat
DIRT FACTOR	
(7) Flow area : at' 0,5940 in ² [Table 10] $a_t = \frac{N_t \cdot a_t'}{144 \cdot n}$ at 0,3135 ft ²	(7) Asumsi jarak Baffle : B 4,8125 in C' 0,2500 in as 0,2010 ft ² $a_s = \frac{ID_s \cdot C' \cdot B}{144 \cdot P_T}$ (8) mass velocity : Gs = W/as Gs 16792,2446 lb/jam ft ² De 0,0600 ft [fig. 28]

[8]

$$G_t = \frac{m}{a_t}$$

Gt 610740,8076 lb/jam ft²
 Rho 41,6482 lb/cuft

(9) Hitung Reynold

$$Re = \frac{D \cdot G_t}{\mu}$$

Ta= 707,0000 F
 miu= 0,390 lb/ft.jam

[Fig 15]

IDt = 0,8700 in
 0,0725 ft

[Table 10]

Re= 113403,4680

(10) Dari Fig 28 Kern diperoleh :

jH 200,00

(11) Hitung sifat fisis

ta 707,0000 F
 Cp 0,634 Btu/lb F
 k 0,523 Btu/hr.ft.F

$$\left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} = 0,78$$

(12).

$$h_i = j_H \cdot \left(\frac{k}{De}\right) \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \cdot \phi_s$$

$\phi_s = 1,00$

hi= 1124,7576 Btu/jam ft² F

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

hio = 978,539 Btu/jam ft² F

(9).

$$Re_s = \frac{De \cdot G_s}{\mu}$$

miu 0,0297 lb/ft jam [Fig 14]
 De 0,0608 ft
 Res 34338,3719

(10) Dari Fig 28 Kern diperoleh :

jH 110,00

(11) Hitung sifat fisis

ta 568,0965 F
 Cp 1,9448 Btu/lb F
 k 1,7532 Btu/hr.ft.F

$$\left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} = 0,32$$

(12).

$$h_o = j_H \cdot \left(\frac{k}{De}\right) \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \cdot \phi_s$$

$\phi_s = 1,00$

ho 1016,821315 Btu/jam ft² F

[13] Clean overall coefficient

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

uc = 498,6565 Btu/hr ft² F

[14]. Dirt Faktor, Rd

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{U_c \cdot U_D}$$

Rd = 0,01146 Btu/hr ft² F

[6] Menghitung Presure Drop

<p>(1) Hitung Reynold</p> <p>Re 113403,4680</p> <p>f 0,0002</p> <p>s 0,6664</p> <p>[Fig 26]</p>	<p>(1) Res 34338,3719</p> <p>f 0,0014</p> <p>s 0,41</p> <p>N + 1 = 39,90 in</p> <p>[Fig 29] [Fig .6]</p>
<p>(2). Hitung Delta P</p> $\Delta P_t = \frac{0,5 \cdot f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \phi_s}$ <p>Delta Pt 0,3550 psi</p> <p>elta Pr= 0,2401 psi</p> <p>Total= 0,5951 psi</p>	$\Delta P_s = \frac{0,5 \cdot f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s}$ <p>Delta Ps 0,0008 psi</p>

Summary

978,5391	h outside	1016,82
Uc	498,66	
UD	74,27	
Rd calculated	0,011	
Rd required	0,002	
0,5951	delta P calculated	0,0008
10	delta P allowable	10

P keluar= 1,099944995

COOLER 04

Tugas : Menurunkan suhu bahan yang keluar dari accumulator 3 setelah MD 2

Type : Shell dan Tube Exchanger, counter flow

Komponen	BM	Umpan	
		Kmol/jam	Kg/jam
H ₂ O	18	0,0596	1,0725
C ₆ H ₅ C ₀ 0H	122	10,3224	1259,3315
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	148	0,0150	2,2224
Total		10,3970	1262,6264

□ Data kapasitas panas

Kapasitas panas cair dinyatakan dengan persamaan :

$$C_p = A + B T + C T^2 + D T^3 + D T^4$$

Komponen	Cp = A + BT + CT ² + DT ³ (kkal/kmol.K)			
	A	B . T	C . T ²	D . T ³
H ₂ O	9.21E+01	-4.00E-02	-2.11E-04	5.35E-07
C ₆ H ₅ C ₀ 0H	-1.59E+02	2.37E+00	-4.83E-03	3.69E-06
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	-1.06E+02	1.98E+00	-3.88E-03	2.85E-06

□ Persamaan Viskositas

A + BT + CT²

Komponen	A	B	C	D	cp
H ₂ O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	6,38E-02
C ₆ H ₅ C ₀ 0H	-67,6079	1,35E+04	1,10E-01	-6,22E-05	3,48E-02
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	-25,1512	5,04E+03	4,20E-02	-2,49E-05	2,49E-01
Total					0,3478

Komponen	xi	Bmi	cp
H ₂ O	0,00573	0,1032	0,06379
C ₆ H ₅ C ₀ 0H	0,99282	121,1246	0,03480
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	0,00144	0,2135	0,24921
Total	1	121,4413	0,3478

Komponen	kmol/jam	kg/jam	Fraksi mol	ρ (kg/m ³)	Cp (kkal/kmolK)
H ₂ O	0,0596	1,0725	0,00573	955,7621	27,3633
C ₆ H ₅ C ₀ 0H	10,3224	1259,3315	0,99282	986,6185	80,6413
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	0,0150	2,2224	0,0014	1236,9192	74,5573
Total	10,3970	1262,6264	1,000		

υ, cp	k (W/m.°C)	ρXi	Cp.Xi	μ.Xi	k.Xi
0,06379	1,8519	5,479	1,5202	0,00037	0,01062
0,03480	5,6940014	979,5394	0,6610	0,03455	5,65315
0,24921	7,1166	1,78453	0,5038	0,00036	0,01027
	14,6626	986,803	2,685	0,0353	5,6740

2. Menghitung Beban panas, Q

Menghitung H in

$$T = 560,000 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 298 \text{ K}$$

Komponen	Massa di Cooler Kmol/jam	Cp Kkal/kmol	Q Kkal/jam	
H ₂ O	0,0596	97,3976	5,8049	1520,883488
C ₆ H ₅ COOH	10,3224	303,7838	3.135,7775	821573,7052
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	0,0150	287,9050	4,3186	1131,466575
Total	10,397		3.145,901	824226,0553

$$H_{in} = M \cdot C_p \cdot (T_c - T_{ref})$$

$$= 824.226,0553 \text{ kkal/jam}$$

Menghitung H out = $T = 413 \text{ K}$
 $T_{ref} = 298 \text{ K}$

Komponen	Massa di Cooler Kmol/jam	Cp Kkal/kmol	Q Kkal/jam	
H ₂ O	0,0596	77,2214	4,6024	529,2755124
C ₆ H ₅ COOH	10,3224	257,6043	2.659,0950	305795,9282
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	0,0150	252,0154	3,7802	434,7266092
Total	10,397		2.667,4777	306759,9304

$$H_{out} = 306.759,93 \text{ kkal/jam}$$

$$Q = H_{out} - H_{in} = (517.466,12) \text{ kkal/jam} = (2.053.437,00) \text{ btu/jam}$$

[3] Perhitungan Cooler

$$Q_c = -517466,1 \text{ kkal/jam} = -2053437,004 \text{ btu/jam}$$

Menghitung kebutuhan pendingin

Sebagai pendingin digunakan hitec

$$t_1 = 80 \text{ }^\circ\text{C} = 353 \text{ K}$$

$$t_2 = 150 \text{ }^\circ\text{C} = 423 \text{ K}$$

$$C_p \text{ air} = 0,373 \text{ kkal/kg.K}$$

$$\text{Kebutuhan pendingin} = Q / (C_p (t_2 - t_1))$$

$$= 19.818,695 \text{ kg/jam} = 43.692,0082 \text{ lb/jam}$$

Hot fluid

Cairan keluar dari accumulator 1

$$\text{Kec. hot fluid} = 1262,6264 \text{ kg/jam} = 2783,5679 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Tekanan} = 1,0 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu masuk} = 560,000 \text{ }^\circ\text{K} = 548,60 \text{ F}$$

$$\text{Suhu keluar} = 686 \text{ }^\circ\text{K} = 775 \text{ F}$$

$$t_a = 623,00 \text{ oK} = 662,00 \text{ F}$$

$$\text{Beban panas} = -517466,12 \text{ kJ/jam}$$

$$= -2053437,00 \text{ Btu/jam}$$

Cold fluid

Hitec

$$\text{Kec. cold fluid} = 19818,69 \text{ kg/jam} = 43692,00825 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu masuk} = 80 \text{ }^\circ\text{C} = 176 \text{ F}$$

$$\text{Suhu keluar} = 150 \text{ }^\circ\text{C} = 302 \text{ F}$$

$$t_a = 239 \text{ F}$$

$$\text{Berat molekul} = 18 \text{ gram/gmol}$$

$$\text{Kapasitas panas} = 0,373 \text{ kkal/kg K} = 0,373 \text{ btu/lb F}$$

$$\text{Beban panas} = 517466,12 \text{ kkal/jam}$$

$$= 2053471,7 \text{ Btu/jam}$$

[4] Menghitung LMTD

Hot fluid			Cold fluid	
°C	F		°C	F
287,00	548,60	Higher Temp.	150	302
140,00	284,00	Lower Temp.	80,00	176,00

$$G_{ttd} = \Delta t_2 = T_{h1} - T_{c2} = 108,00$$

$$L_{ttd} = \Delta t_1 = T_{h2} - T_{c1} = 246,60$$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$LMTD = 167,871$$

Koreksi LMTD

$$P = \frac{T_{C2} - T_{C1}}{T_{H1} - T_{C1}} = \frac{122 - 77}{213,03 - 86} = 0,4762$$

$$R = \frac{T_{H1} - T_{H2}}{T_{C2} - T_{C1}} = \frac{213,03 - 86}{122 - 77} = 2,1000$$

Dari Kern fig.18; halaman 828 didapat faktor koreksi, $F_T = 0,95$

$$\Delta T_M = F_T \times LMTD = 159,48 \text{ } ^\circ\text{F}$$

[4] Menghitung luas Effektiv

Hot Fluid	Light organik	
Cold Fluid	Heavy organik	
Range Ud	30 s.d 60	Btu/jam.ft ² .F
Ud dipilih	30,00	Btu/jam.ft ² .F
A	429,2024	ft ²

[5]. Memilih ukuran pipa

Dipilih pipa dengan :

L	16,00 ft
OD	1,00 in
Nt	102,52 tube

Diambil :

	Shell			Tube	
L	16,00	ft	Nt	118,00	
ID	17,25	in	OD	1,00	in
Pass	1,00		Pt	1,25	in triangular
			a"	0,26	
			BWG	16,00	
			Pass	2,00	

Koreksi UD :

A	494,0267	ft ²
UD	24,7603	Btu/jam.ft ² .F

COLD FLUID : TUBE SIDE Hitec	HOT FLUID : SHELL SIDE Bahan
DIRT FACTOR	
(7) Flow area :	(7) Asumsi jarak Baffle :
$a_t' = 0,5940 \text{ in}^2$ [Table 10]	$B = 4,3125 \text{ in}$ $C' = 0,2500 \text{ in}$ $a_s = \frac{ID_s \cdot C' \cdot B}{144 \cdot P_T}$
$a_t = \frac{N_t \cdot a_t'}{144 \cdot n}$	$a_s = 0,1614 \text{ ft}^2$
$a_t = 0,2434 \text{ ft}^2$	(8) mass velocity : $G_s = W/a_s$
[8] $G_t = \frac{m}{a_t}$	$G_s = 17242,3352 \text{ lb/jam ft}^2$ $De = 0,0600 \text{ ft}$ [fig. 28]
$G_t = 179525,4576 \text{ lb/jam ft}^2$ $Rho = 71,8977 \text{ lb/cuft}$	(9). $Re_s = \frac{De \cdot G_s}{\mu}$
(9) Hitung Reynold	$\mu = 0,0854 \text{ lb/ft jam}$ [Fig 14] $De = 0,0608 \text{ ft}$ $Res = 12286,9459$
$Re = \frac{D \cdot G_t}{\mu}$	(10) Dari Fig 28 Kern diperoleh : $j_H = 30,00$
$Ta = 239,0000 \text{ F}$ $\mu = 1,715 \text{ lb/ft.jam}$ [Fig 15]	(11) Hitung sifat fisis
$ID_t = 0,8700 \text{ in}$ $0,0725 \text{ ft}$ [Table 10]	$ta = 662,0000 \text{ F}$ $C_p = 4,5482 \text{ Btu/lb F}$ $k = 3,2779 \text{ Btu/hr.ft.F}$
$Re = 7589,4370$	$\left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} = 0,49$
(10) Dari Fig 28 Kern diperoleh :	(12). $h_o = j_H \cdot \left(\frac{k}{De}\right) \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \cdot \phi_s$
$j_H = 40,00$	$\phi_s = 1,00$
(11) Hitung sifat fisis	$ho = 793,876739 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$
$ta = 239,0000 \text{ F}$ $C_p = 0,347 \text{ Btu/lb F}$ $k = 0,852 \text{ Btu/hr.ft.F}$	
$\left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} = 0,89$	
(12). $hi = j_H \cdot \left(\frac{k}{De}\right) \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \cdot \phi_s$	
$\phi_s = 1,00$	
$hi = 417,1481 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$	
$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$	
$h_{io} = 362,919 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$	

[13] Clean overall coefficient

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

uc = 249,0611 Btu/hr ft² F

[14]. Dirt Faktor, Rd

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{U_c \cdot U_D}$$

Rd = 0,03637 Btu/hr ft² F

[6] Menghitung Presure Drop

(1) Hitung Reynold	(1) Res	12286,9459	
Re 7589,4370	f	0,0028	[Fig 29]
f 0,0003	s	0,44	[Fig .6]
s 1,1504	N + 1 =	44,52 in	
	$\Delta P_s = \frac{0,5 \cdot f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^9 \cdot D_e \cdot s}$		
(2). Hitung Delta P	Delta Ps	0,0016 psi	
$\Delta P_t = \frac{0,5 \cdot f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^9 \cdot D \cdot s \cdot \phi_s}$			
Delta Pt 0,0355 psi			
Delta Pr= 0,5563 psi			
Total= 0,5919 psi			

Summary

362,9188	h outside	793,88
Uc	249,06	
UD	24,76	
Rd calculated	0,036	
Rd required	0,002	
0,5919	delta P calculated	0,0016
10	delta P allowable	10

P keluar=

2,499891922

REBOILER 02

Tugas : Mengembangkan hasil bawah menara destilasi 02

Type : Shell dan Tube Exchanger, counter flow

Komponen	BM	Umpan	
		Kmol/jam	Kg/jam
H ₂ O	18	0,0000	0,0000
C ₆ H ₅ C ₀ OH	122	0,0103	1,2566
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	148	1,8071	267,4543
Total		1,8174	268,7109

□ Data kapasitas panas

Kapasitas panas gas dinyatakan dengan persamaan :

$$CP = A + B T + C T^2 + D T^3 + E T^4$$

Komponen	Cp = A + BT + CT ² + DT ³ (joule/mol.K)				ET ⁴
	A	B . T	C . T ²	D . T ³	
H ₂ O	3.39E+01	-8.42E-03	2.99E-05	-1.78E-08	3.69E-12
C ₆ H ₅ C ₀ OH	1.62E+01	2.82E-01	1.78E-04	-3.22E-07	1.08E-10
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	4.01E+01	3.61E-02	9.60E-04	-1.23E-06	4.66E-10

□ Persamaan Viskositas

$$A + BT + CT^2$$

Komponen	A	B	C	$\mu = \mu_p$	cp
H ₂ O	-36,826	4,29E-01	-1,62E-05	2,23E+02	0,02225
C ₆ H ₅ C ₀ OH	-3,93	2,37E-01	-2,42E-05	1,33E+02	0,01335
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	-10,66	2,30E-01	-1,04E-05	1,28E+02	0,01277
Total				483,7225	0,0484

Komponen	xi	Bmi	cp
H ₂ O	0,00000	0,0000	0,02225
C ₆ H ₅ C ₀ OH	0,00567	0,6914	0,01335
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	0,99433	147,1612	0,01277
Total	1	147,8526	0,0484

Komponen	kmol/jam	kg/jam	Fraksi mol	ρ (kg/m ³)	Cp (kkal/kmolK)
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,00000	0,0000	8,7183
C ₆ H ₅ C ₀ OH	0,0103	1,2566	0,00567	986,6185	47,4507
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	1,8071	267,4543	0,9943	1236,9192	32,8214
Total	1,8174	268,7109	1,000		

ν, cp	k (W/m.°C)	ρXi	Cp.Xi	$\mu . Xi$	k . Xi
0,02225	0,0000	0,000	0,0000	0,00000	0,00000
0,01335	3,1377145	5,5916	0,3889	0,00008	0,01778
0,01277	2,9339	1229,90904	0,2218	0,01270	2,91731
	6,0716	1235,501	0,611	0,0128	2,9351

[1] Menghitung Suhu Keluar Reboiler

Bahan keluar Reboiler pada keadaan uap jenuh sehingga didekati dengan cara dew point

P 2,8500 atm
 T 619,9497 K 346,950 C

Komponen	yi	Po	Ki	xi
H2O	0,0000	151,312	53,092	0,0000
C6H5COOH	0,0057	7,844	2,752	0,0021
C6H4(CO)2O	0,9943	2,839	0,996	0,9981
				1,0002

[2] Perhitungan Reboiler

$Q_b = 703651,1 \text{ kkal/jam} = 2792266,318 \text{ btu/jam}$

Menghitung kebutuhan hitec

Sebagai pemanas digunakan hitec

$t_1 = 450 \text{ }^\circ\text{C} = 723 \text{ K}$

$t_2 = 370 \text{ }^\circ\text{C} = 643 \text{ K}$

$C_p = 0,373 \text{ kkal/kg.K}$

Kebutuhan pemanas = $Q / (C_p (t_1 - t_2))$
 = 23.580,801 kg/jam 51.985,8936 lb/jam

Cold Fluid

Cairan keluar MD-01

Kec. cold fluid = 268,711 kg/jam = 592,3962 lb/jam

Tekanan = 2,9 atm

Suhu masuk = 618,000 °K = 653,00 F

Suhu keluar = 619,9497 °K = 657 F

$t_a = 618,97 \text{ oK} = 654,75 \text{ F}$

Beban panas = 703651,11 kJ/jam
 = 2792266,32 Btu/jam

Hot fluid

Hitec

Kec. cold fluid = 23580,80 kg/jam = 51985,89362 lb/jam

Tekanan = 1 atm

Suhu masuk = 450 °C = 842 F

Suhu keluar = 370 °C = 698 F

$t_a = 770 \text{ F}$

Berat molekul = 18 gram/gmol

Kapasitas panas = 0,3730 kkal/kg K 0,3730 btu/lb F

Beban panas = 703651,11 kkal/jam

= 2792313,5 Btu/jam

[3] Menghitung LMTD

Hot fluid			Cold fluid	
°C	F		°C	F
450,00	842,00	Higher Temp.	346,950	657
370,00	698,00	Lower Temp.	345,00	653,00

$$G_{ttd} = \Delta t_2 = T_{h1} - T_{c2} = 45,00$$

$$L_{ttd} = \Delta t_1 = T_{h2} - T_{c1} = 185,49$$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$LMTD = 99,193$$

Koreksi LMTD

$$P = \frac{T_{C2} - T_{C1}}{T_{H1} - T_{C1}} = \frac{122 - 77}{213,03 - 86} = 0,0244$$

$$R = \frac{T_{H1} - T_{H2}}{T_{C2} - T_{C1}} = \frac{213,03 - 86}{122 - 77} = 41,0326$$

Dari Kern fig. 18; halaman 828 didapat faktor koreksi, $F_T = 1$

$$\Delta TM = F_T \times LMTD = 99,19 \text{ } ^\circ\text{F}$$

[4] Menghitung luas Effektiv

Hot Fluid	Medium organic	
Cold Fluid	Medium organic	
Range Ud	20 s.d 60	Btu/jam.ft ² .F
Ud dipilih	60,00	Btu/jam.ft ² .F
A	469,1658	ft ²

[5]. Memilih ukuran pipa

Dipilih pipa dengan :

L	16,00 ft
OD	1,00 in
Nt	112,06 tube

Diambil :

	Shell		Tube	
L	16,00	ft	Nt	118,00
ID	21,25	in	OD	1,00
Pass	1,00		Pt	1,25
			a"	0,26
			BWG	16,00
			Pass	2,00

Koreksi UD :

A	494,0267	ft ²
UD	56,9806	Btu/jam.ft ² .F

COLD FLUID : TUBE SIDE Hitec	HOT FLUID : SHELL SIDE Pthalic Andidryd dan Asam Benzoat
DIRT FACTOR	
(7) Flow area : at' 0,5940 in ² [Table 10] $a_t = \frac{N_t \cdot a_t'}{144 \cdot n}$ at 0,2434 ft ²	(7) Asumsi jarak Baffle : B 5,3125 in C' 0,2500 in as 0,2450 ft ² $a_s = \frac{ID_s \cdot C' \cdot B}{144 \cdot P_t}$ (8) mass velocity : Gs = W/as Gs 2418,0587 lb/jam ft ² De 0,0600 ft [fig. 28]

[8]

$$G_t = \frac{m}{a_t}$$

Gt 213604,0827 lb/jam ft²
 Rho 37,5761 lb/cuft

(9) Hitung Reynold

$$Re = \frac{D \cdot G_t}{\mu}$$

Ta= 770,0000 F
 miu= 0,212 lb/ft.jam

IDt = 0,8700 in
 0,0725 ft

Re= 72995,6916

(10) Dari Fig 28 Kern diperoleh :
 jH 80,00

(11) Hitung sifat fisis

ta 770,0000 F
 Cp 0,672 Btu/lb F
 k 0,479 Btu/hr.ft.F

$$\left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} = 0,67$$

(12).

$$h_i = j_H \cdot \left(\frac{k}{De}\right) \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \cdot \phi_s$$

$\phi_s = 1,00$

hi= 353,0144 Btu/jam ft² F

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

hio = 307,123 Btu/jam ft² F

(9).

$$Re_s = \frac{De \cdot G_s}{\mu}$$

miu 0,0309 lb/ft.jam [Fig 14]
 De 0,0608 ft
 Res 4757,9955

(10) Dari Fig 28 Kern diperoleh :
 jH 40,00

(11) Hitung sifat fisis

ta 654,7547 F
 Cp 1,0392 Btu/lb F
 k 1,6462 Btu/hr.ft.F

$$\left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} = 0,27$$

(12).

$$h_o = j_H \cdot \left(\frac{k}{De}\right) \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \cdot \phi_s$$

$\phi_s = 1,00$

ho 291,424658 Btu/jam ft² F

[13] Clean overall coefficient

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

uc = 149,5339 Btu/hr ft² F

[14]. Dirt Faktor, Rd

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{U_c \cdot U_D}$$

Rd = 0,01086 Btu/hr ft² F

[6] Menghitung Presure Drop

<p>(1) Hitung Reynold</p> <p>Re 72995,6916</p> <p>f 0,0003 [Fig 26]</p> <p>s 0,6012</p> <p>(2). Hitung Delta P</p> $\Delta P_t = \frac{0,5 \cdot f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \phi_s}$ <p>Delta Pt 0,0963 psi</p> <p>Delta Pr= 0,2661 psi</p> <p>Total= 0,3624 psi</p>	<p>(1) Res 4757,9955</p> <p>f 0,0018 [Fig 29]</p> <p>s 0,41 [Fig .6]</p> <p>N + 1 = 36,14 in</p> $\Delta P_s = \frac{0,5 \cdot f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s}$ <p>Delta Ps 0,0000 psi</p>
--	---

Summary

307,1226	h outside	291,42
Uc	149,53	
UD	56,98	
Rd calculated	0,011	
Rd required	0,002	
0,3624	delta P calculated	0,0000
10	delta P allowable	10

P keluar= 2,849998534

Expander Valve

Tugas : Menurunkan tekanan cairan dari Bawah MD 02

Type : Gate valve 1/2 open (konstanta friksi besar)

Bahan Konstruksi : Carbon Stell

© Kondisi Operasi

Kapasitas	=	0,07	kg/dtk
	=	269,3993	kg/jam
	=	593,9138007	lb/jam
Densitas, ρ	=	1,0386106	kg/ltr
	=	64,7986772	lb/ft ³
viskositas, μ	=	0,3102	cP
	=	0,046548319	kg/m. dtk
	=	0,0312785	lb/ft. jam
	=	8,68847E-06	lb/ft. dtk
P in	=	2,85	atm
	=	41,895	psia
P out	=	2,5	atm
	=	36,75	psia
gravitasi, gc	=	32,2	ft/dtk ²
T in	=	346	°C
	=	619	°K
	=	654,8	°F

© Design

□ Laju alir volumetrik

Q	=	259,3843159	ltr/jam
	=	0,002545979	ft ³ /dtk
	=	0,152758726	ft ³ /mnt

□ Menentukan ukuran pipa

Do_{pt} = 0,45625 in 0,0380208 ft
 Dari tabel 11 Kern, 844 didapat

Pipa standart dengan spesifikasi

N _{ps}	=	1/2	In
Sch N	=	40	
OD	=	0,07	in
A' t	=	0.002111111	ft ²
ID	=	0.051833333	

0,622

V	=	1,205989938	ft/dtk
---	---	-------------	--------

Reynold Number

(Geankoplis, 49)

NR _E	=	38850,29317
-----------------	---	-------------

Jadi jenis aliran turbulen karena $NR_E > 2100$

ϵ/D	=	0,0018	(Fig. 126, Brown, 1950)
faktor friksi	=	0,0240	(Fig. 125, Brown, 1950)

Proses :

1. Tidak ada perubahan kimia.
2. Tidak ada kerja yang diberikan ($W = 0$).

Lost work, $lw (\Delta F)$:

(Pers. 72, Brown, 1950)

$$Lw(\Delta F) = \frac{(P_1 - P_2)144}{\rho}$$

Lw	=	0,777793655	ft	(Pers. 72, Brown, 1950)
----	---	-------------	----	-------------------------

$$\Delta P = \frac{fLv^2}{2gcD}$$

(Pers. 72, Brown, 1950)

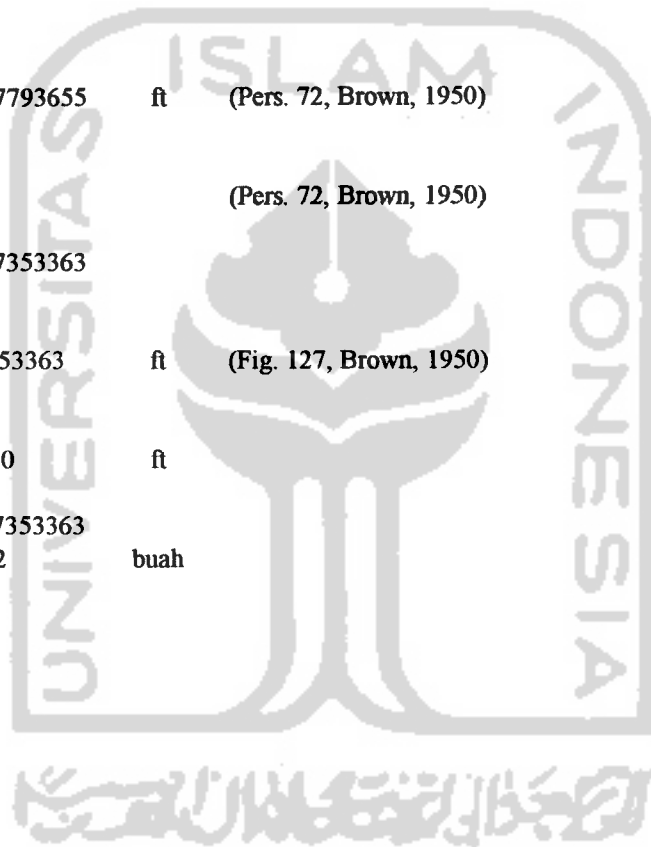
$$L = \frac{\Delta P * 2gcD}{fv^2} \quad 16,7353363$$

L	=	16,7353363	ft	(Fig. 127, Brown, 1950)
---	---	------------	----	-------------------------

Gate valve 1/2 opened

Le	=	10	ft
----	---	----	----

Σ valve	=	1,67353363	
	=	2	buah



Jadi jenis aliran turbulen karena $NR_E > 2100$

$$\begin{aligned} \epsilon/D &= 0,0018 && \text{(Fig. 126, Brown, 1950)} \\ \text{faktor friksi} &= 0,0240 && \text{(Fig. 125, Brown, 1950)} \end{aligned}$$

Proses :

1. Tidak ada perubahan kimia.
2. Tidak ada kerja yang diberikan ($W = 0$).

Lost work, $lw (\Delta F)$:

(Pers. 72, Brown, 1950)

$$Lw(\Delta F) = \frac{(P_1 - P_2) l 44}{\rho}$$

$$Lw = 0,777793655 \text{ ft} \quad \text{(Pers. 72, Brown, 1950)}$$

$$\Delta P = \frac{fLv^2}{2gcD}$$

(Pers. 72, Brown, 1950)

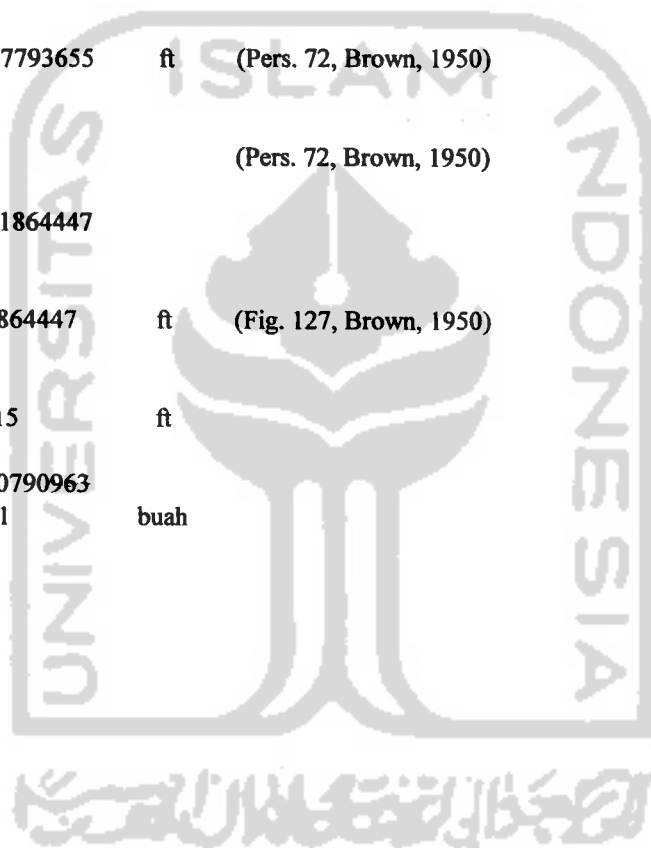
$$L = \frac{\Delta P * 2gcD}{fv^2} = 0,761864447$$

$$L = 0,761864447 \text{ ft} \quad \text{(Fig. 127, Brown, 1950)}$$

Gate valve 1/2 opened

$$Le = 15 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \Sigma \text{ valve} &= 0,050790963 \\ &= 1 \text{ buah} \end{aligned}$$



Expander Valve 02

Tugas : Menurunkan tekanan cairan dari atas MD 02 ke Flaker

Type : Gate valve 1/2 open (konstanta friksi besar)

Bahan Konstruksi : Carbon Stell

© Kondisi Operasi

Kapasitas	=	0,35	kg/dtk
	=	1262,6263	kg/jam
	=	2783,567681	lb/jam
Densitas, ρ	=	1,0386106	kg/ltr
	=	64,7986772	lb/ft ³
viskositas, μ	=	0,3102	cP
	=	0,046548319	kg/m.dtk
	=	0,0312785	lb/ft.jam
	=	8,68847E-06	lb/ft.dtk
P in	=	2,85	atm
	=	41,895	psia
P out	=	2,5	atm
	=	36,75	psia
gravitasi, gc	=	32,2	ft/dtk ²
T in	=	346	°C
	=	619	°K
	=	654,8	°F

© Design

□ Laju alir volumetrik

Q	=	1215,687862	ltr/jam
	=	0,011932547	ft ³ /dtk
	=	0,715952805	ft ³ /mnt

□ Menentukan ukuran pipa

Dopt= 0,9143198 in
Dari tabel 11 Kern, 844 didapat

0,0761933 ft

Pipa standart dengan spesifikasi

N _{ps}	=	1/2	In
Sch N	=	40	
OD	=	0,07	in
A' t	=	0,002111111	ft ²
ID	=	0,051833333	

0,622

V = 5,652258984 ft/dtk

Reynold Number

(Geankoplis, 49)

NR_E = 182084,3704



POMPA - 01

Fungsi : Mengalirkan bahan baku dari melter ke vaporizer
 Type : Centrifugal pump

1. Menghitung Laju Alir Pompa

a. Menghitung densitas cairan (ρ)

Komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	y_i	ρ (kg/L)	$y_i \cdot \rho$ (kg/L)
PAN	148	1534,5581	10,3686	1,0000	1,1919	1,1919
Jumlah		1534,5581	10,3686	1,0000		1,1919

$$\rho = 1,1919 \text{ kg/L} = 74,407886 \text{ lb/ft}^3$$

b. Laju alir (Q)

$$Q = \frac{\sum \text{umpan}}{\rho \text{ umpan}}$$

$$= \frac{0,3576 \text{ L/s}}{1,1919} = 0,0126 \text{ ft}^3/\text{s} = 1,2867231$$

$$= \frac{0,0945 \text{ gall/s}}{1,1919} = 5,669 \text{ gpm}$$

2. Mengukur Ukuran Pipa Optimum

$$D_{opt} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$$

$$= 0,9550 \text{ in}$$

Dipilih pipa standar :

$$D_{nom} = 1 \text{ in}$$

$$OD = 1,32 \text{ in} = 0,1100 \text{ ft}$$

$$at = 0,864 \text{ in} = 0,0060 \text{ ft}$$

$$Sch = 40$$

$$ID = 1,049 \text{ in} = 0,0874 \text{ ft}$$

(Kern, tabel.11)

a. Kecepatan aliran (V)

$$V = \frac{Q}{at}$$

$$= 2,1050 \text{ ft/s}$$

b. Bilangan reynold (Re)

$$Re = \frac{\rho V ID}{\mu \text{ cairan}}$$

Komponen	y_i	μ	$y_i \cdot \mu$
PAN	1,0000	1,1100	1,1100
Jumlah	1,0000		1,1100

$$\mu \text{ cairan} = 1,1100 \text{ cP}$$

$$= 2,6862 \text{ lb/ft jam} = 0,0007 \text{ lb/ft s}$$

$$Re = 18349$$

Karena $Re > 2100$, maka aliran turbulen

Dari Brown, fig.126, didapat $\epsilon/D = 0,0015$ (commercial steel)

Dari Brown, fig.125, didapat $f = 0,033$

3. Menentukan Head Pompa (H)

Sistem pemipaan :

No	Jenis	Jumlah	L_e (ft)
1	pipa lurus	1	6,0000
4	elbow standar 90°	1	4,0000
5	gate valve	1	0,8000
	Panjang ekuivalen (L_e)		10,8000

Persamaan Bernoulli : $-W_s = \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F$

kondisi titik 1 :

P1 = 1.0 atm = 2116,2170 lb/ft²
 z1 = 0.5 m = 1,6404 ft

kondisi titik 2 :

P2 = 2.5 atm = 5290,5425 lb/ft²
 z2 = 1.0 m = 3,2808 ft

v1=v2

a. static head = $\frac{\Delta z \cdot g}{gc}$ = 1,6404 ft
 b. velocity head = $\frac{\Delta v^2}{2gc}$ = 0 ft
 c. pressure head = $\frac{\Delta p}{\rho}$ = 42,6611 ft
 d. friksi head (ΣF) = $\frac{f V^2 L_e}{2 gc ID}$ = 0,2805 ft
 Head pompa (H) = (-Ws) = 44,5821 ft = 13,5886 m

4. η = efisiensi pompa = 45% (Peter, fig. 14-37, P.520)
 BHP = $\frac{\rho \cdot Q \cdot H}{\eta}$
 = 93,1028 lb/ft s = 0,1693 HP

5. η_M = efisiensi motor = 80% (Peter, fig. 14-38, P.521)
 Power motor = BHP / η_M = 0,2116 HP
 Digunakan motor standar dengan tenaga = 1,0 HP

Digunakan motor dengan kecepatan putar (n) = 1500 rpm
 6. Putaran spesifik pompa
 Spesific head (Ns) = $\frac{n \cdot Q^{0.5}}{H^{0.75}}$ = 206,99541 rpm

POMPA - 02

: Mengalirkan cairan umpan dari separator 01 ke vaporizer
 : Centrifugal pump

Fungsi
 Type

1. Komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	yi	ρ (kg/L)	yi. ρ (kg/L)
AB	122	0,1147	0,0009	0,0003	0,7640	0,0002
Pan	148	450,3790	3,0431	0,9997	0,9861	0,9858
Jumlah		450,4937	3,0440	1,0000		0,9860

$$\rho = 0,9860 \text{ kg/L} = 61.555929 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \sum \text{umpan} / \rho \text{ umpan}$$

$$= 0,1269 \text{ L/s} = 0,0045 \text{ ft}^3/\text{s} = 0,4566038$$

$$= 0,0335 \text{ gall/s} = 2.012 \text{ gpm}$$

$$2. \quad D_{opt} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$$

$$= 0,5846 \text{ in}$$

Dipilih pipa standar :

Dnom	=	1 in		
OD	=	1,32 in	=	0,1100 ft
at	=	0,344 in ²	=	0,0024 ft ²
Sch	=	40		
ID	=	1,049 in	=	0,0874 ft

(Kern, tabel.11)

a. Kecepatan aliran (V)

$$V = Q / at$$

$$= 1.8761 \text{ ft/s}$$

$$Re = \frac{\rho V ID}{\mu \text{cairan}}$$

$$\mu \text{cairan} = 0,2613 \text{ cP}$$

$$= 0,8513 \text{ lb/ft jam} = 0,0002 \text{ lb/ft s}$$

$$Re = 42691$$

Karena $Re > 2100$, maka aliran turbulen

Dari Brown, fig.126, didapat $\epsilon/D = 0,0013$ (commercial steel)

Dari Brown, fig.125, didapat $f = 0,025$

3. No	Jenis	Jumlah	Le (ft)
1	pipa lurus	0	0,0000
2	elbow standar 90°	2	8,0000
3	gate valve	1	0,6000
	Panjang ekuivalen (Le)		8,6000

$$\text{Persamaan Bernoulli : } -W_s = \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F$$

kondisi titik 1 :

$$P1 = 2.5 \text{ atm} = 5290,5425 \text{ lb/ft}^2$$
$$z1 = 1.0 \text{ m} = 3,2808 \text{ ft}$$

kondisi titik 2 :

$$P2 = 2.5 \text{ atm} = 5290,5425 \text{ lb/ft}^2$$
$$z2 = 1.0 \text{ m} = 3,2808 \text{ ft}$$

$$v1=v2$$

$$\text{a. static head} = \Delta z \cdot g/gc = 0,0000 \text{ ft}$$

$$\text{b. velocity head} = \Delta v^2/2gc = 0 \text{ ft}$$

$$\text{c. pressure head} = \Delta p/\rho = 0,0000 \text{ ft}$$

$$\text{d. friksi head } (\Sigma F) = \frac{f V^2 L_e}{2 gc ID} = 0,1344 \text{ ft}$$

$$\text{Head pompa (H)} = (-W_s) = 0,1344 \text{ ft} = 0,0410 \text{ m}$$

4. $\eta = \text{efisiensi pompa} = 45\%$ *(Peter, fig. 14-37, P.520)*
 $\text{BHP} = \rho \cdot Q \cdot H / \eta = 0,0824 \text{ lb/ft s} = 0,0001 \text{ HP}$

5. $\eta_M = \text{efisiensi motor} = 80\%$ *(Peter, fig. 14-38, P.521)*
 $\text{Power motor} = \text{BHP} / \eta_M = 0,0002 \text{ HP}$
Digunakan motor standar dengan tenaga = 0,5 HP

Digunakan motor dengan kecepatan putar (n) = 500 rpm
6. Putaran spesifik pompa
Specific head (Ns) = $\frac{n \cdot Q^{0.5}}{H^{0.75}} = 3194,376 \text{ rpm}$

POMPA - 03

: Mengalirkan cairan umpan dari separator 2 ke MD 1
 : Centrifugal pump

Fungsi

Type

1. Komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	yi	ρ (kg/L)	yi. ρ (kg/L)
Air	18	10724,6439	595,8136	0,9800	0,9556	0,9365
AB	122	1262,3993	10,3475	0,0170	0,9864	0,0168
PAN	148	269,8654	1,8234	0,0030	1,2364	0,0037
Jumlah		12256,9086	607,9845	1,0000		0,9570

$$\rho = 0,9570 \text{ kg/L} = 59,741457 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \Sigma \text{umpan} / \rho \text{ umpan}$$

$$= 3,5578 \text{ L/s} = 0,1256 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 0,9399 \text{ gall/s} = 56,392 \text{ gpm}$$

$$2. \text{ Dopt} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$$

$$= 2,6097 \text{ in}$$

Dipilih pipa standar :

$$\text{Dnom} = 3 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 3,5 \text{ in} = 0,2917 \text{ ft}$$

$$\text{at} = 0,917 \text{ in}^2 = 0,0064 \text{ ft}^2$$

$$\text{Sch} = 40$$

$$\text{ID} = 3,068 \text{ in} = 0,2557 \text{ ft}$$

(Kern, tabel.11)

a. Kecepatan aliran (V)

$$V = Q / \text{at}$$

$$= 19,7301 \text{ ft/s}$$

$$\text{Re} = \frac{\rho V \text{ID}}{\mu \text{cairan}}$$

Komponen	yi	μ	yi. μ
Air	0,9800	0,2734	0,2679
AB	0,0170	8,2474	0,1404
PAN	0,0030	3,2451	0,0097
Jumlah	1,0000		0,4180

$$\mu \text{ cairan} = 0,4180 \text{ cP}$$

$$= 1,0115 \text{ lb/ft jam} = 0,0003 \text{ lb/ft s}$$

$$\text{Re} = 1072545$$

Karena $\text{Re} > 2100$, maka aliran turbulen

Dari Brown, fig.126, didapat $\epsilon/D = 0,00048$ (commercial steel)

Dari Brown, fig.125, didapat $f = 0,018$

3. No	Jenis	Jumlah	Le (ft)
1	pipa lurus	1	12,0000
2	elbow standar 90°	2	34,0000
3	gate valve	1	2,0000
	Panjang ekivalen (Le)		48,0000

Persamaan Bernoulli :
$$-W_s = \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F$$

kondisi titik 1 :

P1 = 1.1 atm = 2222,0279 lb/ft²
 z1 = 1.0 m = 3,2808 ft

kondisi titik 2 :

P2 = 1.1 atm = 2222,0279 lb/ft²
 z2 = 1.8 m = 5,9055 ft

v1=v2

a. static head = $\frac{\Delta z \cdot g}{gc}$ = 2,6247 ft

b. velocity head = $\frac{\Delta v^2}{2gc}$ = 0 ft

c. pressure head = $\frac{\Delta p}{\rho}$ = 0,0000 ft

d. friksi head (ΣF) = $\frac{f V^2 L e}{2 gc ID}$ = 20,4274 ft

Head pompa (H) = (-Ws) = 23.0521 ft = 7.0263 m

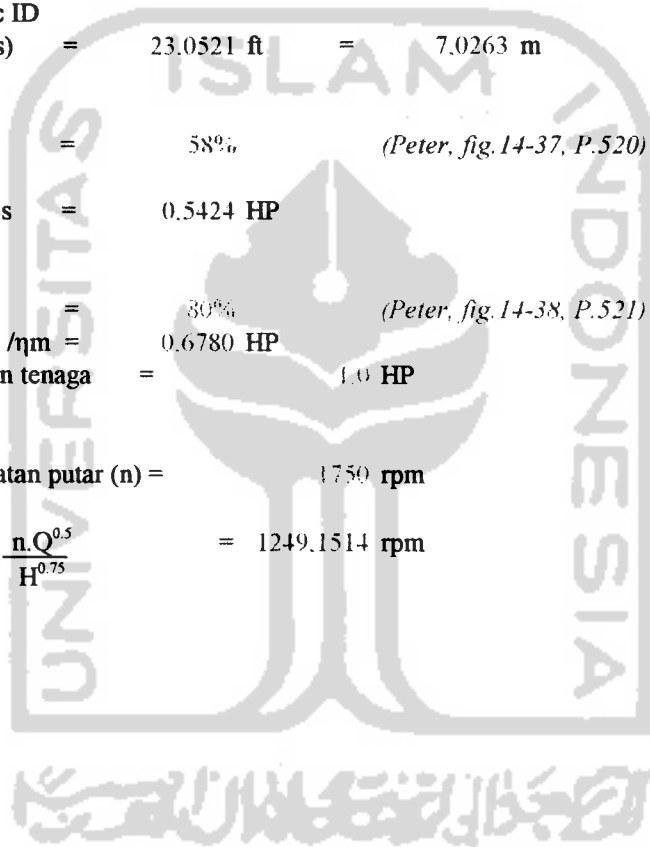
4. η = efisiensi pompa = 58% (Peter, fig.14-37, P.520)
 BHP = $\frac{\rho \cdot Q \cdot H}{\eta}$
 = 298,3289 lb/ft s = 0.5424 HP

5. η_M = efisiensi motor = 80% (Peter, fig.14-38, P.521)
 Power motor = BHP / η_M = 0.6780 HP
 Digunakan motor standar dengan tenaga = 1.0 HP

Digunakan motor dengan kecepatan putar (n) = 1750 rpm

6. Putaran spesifik pompa

Specific head (Ns) = $\frac{n \cdot Q^{0.5}}{H^{0.75}}$ = 1249.1514 rpm



POMPA - 04

: Mengalirkan cairan dari hasil bawah bawah md 01 ke md 02
 : Centrifugal pump

Fungsi
 Type

1. Komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	yi	ρ (kg/L)	yi. ρ (kg/L)
Air	18	1,0725	0,0596	0,0049	0,7043	0,0034
AB	122	1260,5881	10,3327	0,8459	0,8126	0,6874
PAN	148	269,6765	1,8221	0,1492	1,0400	0,1551
Jumlah		1531,3371	12,2144	1,0000		0,8460

$$\rho = 0.8460 \text{ kg/L} = 52.813341 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \sum \text{umpan} / \rho \text{ umpan}$$

$$= 0.5028 \text{ L/s} = 0.0178 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 0.1328 \text{ gall/s} = 7.970 \text{ gpm}$$

$$2. \text{ Dopt} = 3.9 (Q)^{0.45} (\rho)^{0.13}$$

$$= 1.0647 \text{ in}$$

Dipilih pipa standar :

$$\text{Dnom} = 1 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1.32 \text{ in} = 0.1100 \text{ ft}$$

$$\text{at} = 0.864 \text{ in}^2 = 0.0060 \text{ ft}^2$$

$$\text{Sch} = 40$$

$$\text{ID} = 1.049 \text{ in} = 0.0874 \text{ ft}$$

(Kern, tabel.11)

a. Kecepatan aliran (V)

$$V = Q / \text{at}$$

$$= 2.9594 \text{ ft/s}$$

$$\text{Re} = \frac{\rho V \text{ID}}{\mu \text{cairan}}$$

Komponen	yi	μ	yi. μ
Air	0,0049	0.1070	0,0005
AB	0,8459	0.0611	0,0517
PAN	0,1492	0.4020	0,0600
Jumlah	1,0000		0,1122

$$\mu \text{ cairan} = 0.1122 \text{ cP}$$

$$= 0.2715 \text{ lb/ft jam} = 0.0001 \text{ lb/ft s}$$

$$\text{Re} = 181184$$

Karena $\text{Re} > 2100$, maka aliran turbulen

Dari Brown, fig.126, didapat $\epsilon/D = 0.0013$ (commercial steel)

Dari Brown, fig.125, didapat $f = 0.022$

3. No	Jenis	Jumlah	Le (ft)
1	pipa lurus	1	13.6155
2	elbow standar 90°	2	34.0000
3	gate valve	1	2.0000
	Panjang ekuivalen (Le)		49.6155

Persamaan Bernoulli :
$$-W_s = \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F$$

kondisi titik 1 :

P1 = 1.1 atm = 2327,8387 lb/ft²
 z1 = 1.0 m = 3,2808 ft

kondisi titik 2 :

P2 = 1.1 atm = 2327,8387 lb/ft²
 z2 = 4.2 m = 13,6154 ft

v1=v2

a. static head = $\frac{\Delta z \cdot g}{gc}$ = 10.3346 ft

b. velocity head = $\frac{\Delta v^2}{2gc}$ = 0 ft

c. pressure head = $\frac{\Delta p}{\rho}$ = 0.0000 ft

d. friksi head (ΣF) = $\frac{f V^2 L_e}{2 gc ID}$ = 1.6981 ft

Head pompa (H) = (-W_s) = 12.0328 ft = 3.6676 m

4. η = efisiensi pompa = 45% (Peter, fig. 14-37, P.520)
 BHP = $\frac{\rho \cdot Q \cdot H}{\eta}$
 = 25,0758 lb/ft s = 0.0456 HP

5. η_M = efisiensi motor = 80% (Peter, fig. 14-38, P.521)
 Power motor = BHP / η_M = 0.0570 HP
 Digunakan motor standar dengan tenaga = 0.5 HP

Digunakan motor dengan kecepatan putar (n) = 1750 rpm

6. Putaran spesifik pompa

Spesific head (Ns) = $\frac{n \cdot Q^{0.5}}{H^{0.75}}$ = 764.68935 rpm

POMPA - 05

: Mengalirkan cairan dari hasil atas menara distilasi 1 ke UPL
 : Centrifugal pump

Fungsi
 Type

1.

Komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	yi	ρ (kg/L)	yi.ρ (kg/L)
Air	18	10723,5714	595,7540	1,0000	0,9547	0,9547
AB	122	1,8071	0,0148	0,0000	0,9858	0,0000
PAN	148	0,1889	0,0013	0,0000	1,2360	0,0000
Jumlah		10725,5674	595,7701	1,0000		0,9547

$\rho = 0.9547 \text{ kg/L} = 59.600059 \text{ lb/ft}^3$

$Q = \sum \text{umpan} / \rho \text{ umpan}$
 $= 3.1207 \text{ L/s} = 0.1102 \text{ ft}^3/\text{s}$
 $= 0.8244 \text{ gall/s} = 49.464 \text{ gpm}$

2. $D_{opt} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$
 $= 2.4595 \text{ in}$

Dipilih pipa standar :

$D_{nom} = 2,5 \text{ in}$
 $OD = 2,88 \text{ in} = 0,2400 \text{ ft}$
 $at = 4,79 \text{ in}^2 = 0,0333 \text{ ft}^2$
 $Sch = 40$
 $ID = 2,469 \text{ in} = 0,2058 \text{ ft}$

(Kern, tabel.11)

a. Kecepatan aliran (V)

$V = Q / at$
 $= 3.3131 \text{ ft/s}$

$Re = \frac{\rho V ID}{\mu_{cairan}}$

Komponen	yi	μ	yi.μ
Air	1,0000	0,2762	0,2762
AB	0,0000	8,8870	0,0002
PAN	0,0000	3,3410	0,0000
Jumlah	1,0000		0,2764

$\mu_{cairan} = 0,2764 \text{ cP}$
 $= 0,6689 \text{ lb/ft jam} = 0,0002 \text{ lb/ft s}$

$Re = 218643$

Karena $Re > 2100$, maka aliran turbulen

Dari Brown, fig.126, didapat $\epsilon/D = 0,0001$ (commercial steel)

Dari Brown, fig.125, didapat $f = 0,0195$

3.

No	Jenis	Jumlah	Le (ft)
1	pipa lurus	1	41,9948
2	elbow standar 90°	3	60,0000
3	gate valve	1	1,5000
	Panjang ekuivalen (Le)		103,4948

Persamaan Bernoulli : $-W_s = \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F$

kondisi titik 1 :

P1 = 1,0 atm = 2116,2170 lb/ft²
 z1 = 1,0 m = 3,2808 ft

kondisi titik 2 :

P2 = 1,0 atm = 2116,2170 lb/ft²
 z2 = 11,8 m = 38,5826 ft

v1=v2

a. static head = $\frac{\Delta z \cdot g}{gc}$ = 35,3017 ft

b. velocity head = $\frac{\Delta v^2}{2gc}$ = 0 ft

c. pressure head = $\frac{\Delta p}{\rho}$ = 0,0000 ft

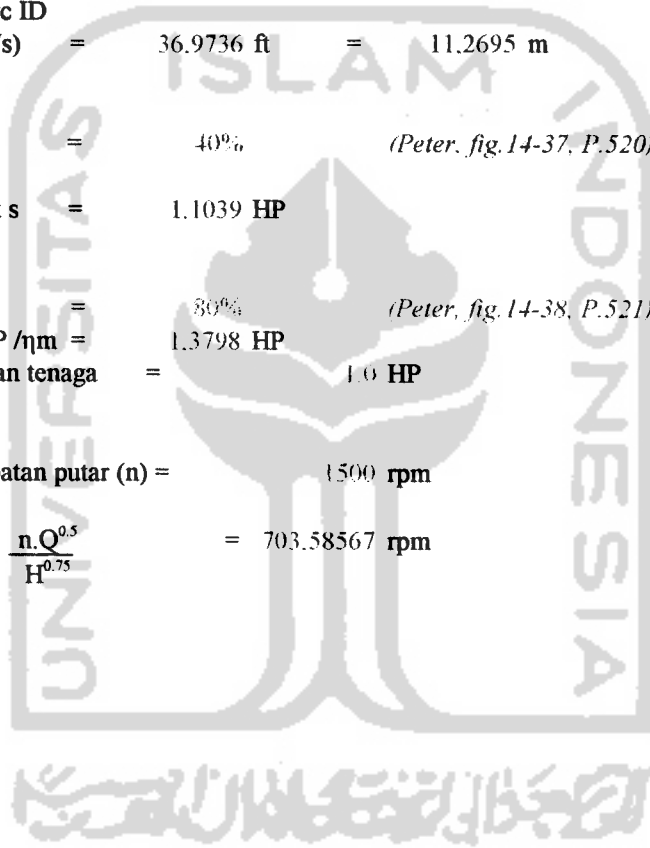
d. friksi head (ΣF) = $\frac{f V^2 L e}{2 gc ID}$ = 1,6718 ft

Head pompa (H) = (-W_s) = 36,9736 ft = 11,2695 m

4. η = efisiensi pompa = 40% *(Peter, fig.14-37, P.520)*
 BHP = $\frac{\rho \cdot Q \cdot H}{\eta}$
 = 607,1323 lb/ft s = 1,1039 HP

5. η_M = efisiensi motor = 80% *(Peter, fig.14-38, P.521)*
 Power motor = $\frac{BHP}{\eta_M}$ = 1,3798 HP
 Digunakan motor standar dengan tenaga = 1,0 HP

Digunakan motor dengan kecepatan putar (n) = 1500 rpm
 6. Putaran spesifik pompa
 Specific head (Ns) = $\frac{n \cdot Q^{0,5}}{H^{0,75}}$ = 703,58567 rpm



FLAKER (FL)

Fungsi : Mendinginkan hasil atas Menara Destilasi (MD-02) dari suhu 140 C menjadi suhu 40 C dan sekaligus merubah fase dari fase cair ke fase padat dengan pendingin air yang masuk pada suhu 30 C dan keluar pada suhu 35 C, dengan kecepatan umpan = 1262.6263 kg/jam

Type Alat : Single Drum Flaker

1. Neraca Panas Flaker

a. Enthalpy masuk Flaker :

Suhu refferensi = 25 C
Suhu dasar menara = 140 C

Komponen	m, kmol/jam	cp dt	Q (Kcal/jam)
Air	0.0596	8880.4616	529.2755
AB	10.3224	29624.4990	305795.9285
PAN	0.015	28981.7739	434.7266085
Total	10.397		306759.9306

b. Enthalpy keluar flaker

Suhu refferensi = 25 C
Suhu dasar menara = 40 C

Komponen	m, kmol/jam	cp dt	Q (Kcal/jam)
Air	0.0596	1129.0146	67.28927016
AB	10.3224	3361.0774	34694.38535
PAN	0.015	3333.269	49.999035
Total	10.397		34811.67366

c. Panas perubahan fase :

Heat of Solidification = -79.7 Kcal/jam
Umpan total = 1262.6263 kg/jam
Panas Solidifikasi = -100631.3161 Kcal/jam

d. Beban panas flaker :

Beban panas = 372579.5730 Kcal/jam

2. Menentukan Jumlah Air Pendingin :

Suhu pendingin masuk = 30 C
Suhu pendingin keluar = 35 C
Cp pendingin = 1 Kcal/kg C

Jumlah pendingin :

$$W_c = \frac{Q_c}{C_p (t_2 - t_1)}$$
$$= 74515.91461 \text{ kg/jam}$$

3. Menentukan luas transfer panas :

a. Menentukan Dt lmtd

Suhu air pendingin masuk = 86 F
Suhu air pendingin keluar = 95 F

Suhu umpan masuk = 284 F
 Suhu umpan keluar = 104 F

$$DT(\text{lmtd}) = \frac{(T1-t1)-(T2-t2)}{\ln(T1-t1)/(T2-t2)}$$

$$= 72.7234 \text{ F}$$

b. Umpan dan Pendingin :

Kecepatan umpan masuk = 1262.6263 kg/jam
 = 2783.567681 lb/jam
 Kecepatan air pendingin = 74515.91461 kg/jam
 = 164276.7077 lb/jam

c. Beban panas :

Beban panas flaker = 372579.5730 Kcal/jam
 = 1478490.3692 BTU/jam

d. Overall Heat Transfer :

Dari Hal. 11-44 Perry :
 Range Ud = 60 - 80 Btu/jam ft² F
 dipilih Ud = 70 Btu/jam ft² F

Luas transfer panas :

$$A = \frac{Q}{(Ud \cdot DT\text{lmtd})}$$

$$= 290.4332224 \text{ ft}^2$$

4. Ukuran Flaker :

Diameter = 9 ft
 Solidification Area :
 Sudut death area = 20 derajat
 Sudut aktif = 340 derajat

Solidification Area flaker :

$$A_t = 307.5175296 \text{ ft}^2$$

Panjang flaker :

$$L = \frac{A_t \cdot (1 / \text{rph})}{3.14 \cdot D}$$

$$= 0.544086217 \text{ ft}$$

Sehingga diperoleh :

Diameter = 9 ft
 Panjang = 6 ft
 Solidification Area = 290.4332224 ft²
 Revolution/hour (rph) = 20 rph

5. Tebal padatan :

Kecepatan umpan = 1262.6263 kg/jam
 Putaran = 20 rph

$$\text{Actif area} = 290.4332224 \text{ ft}^2$$

$$= 26.98124636 \text{ m}^2$$

Waktu untuk 1x putar = 0.05 j
= 3 menit

Volume padatan = 78.42399379 lt
= 0.078423994 m³

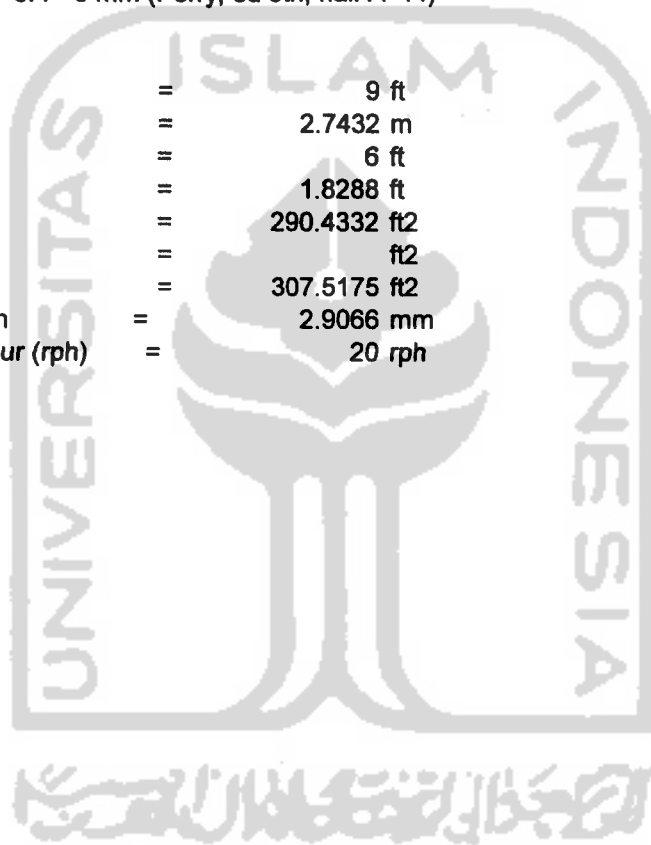
Tebal padatan :

ts = 0.0029066 m
= 2.9066 mm

Range tebal = 0.4 - 6 mm (Perry, ed 6th, hal.11-44)

Spesifikasi Flaker :

Diameter = 9 ft
= 2.7432 m
Panjang = 6 ft
= 1.8288 ft
Solid area = 290.4332 ft²
Death area = ft²
Total area = 307.5175 ft²
Tebal padatan = 2.9066 mm
Revolution/hour (rph) = 20 rph



PERHITUNGAN UTILITAS

Unit utilitas merupakan unit pendukung dalam penyediaan air, uap, listrik dan bahan bakar. Dimana keberadaannya sangat penting dan harus ada. Unit utilitas ini terdiri dari unit pengolahan air, pengadaan steam dan penyediaan bahan bakar serta listrik.

Kebutuhan Air

Air yang digunakan meliputi :

1. Air pendingin
1. Air steam
2. Air kebutuhan kantor dan rumah tangga serta kebutuhan lain.

Air diperoleh dari sungai terdekat dengan lokasi pabrik yang kemudiaan diolah dahulu sehingga memenuhi persyaratan. Secara sederhana pengolahan air ini meliputi :

- a. Pengendapan
- b. Penggumpalan
- c. Penyaringan
- d. Demineralisasi
- e. Deacerasi

A. Pengolahan Air

Kebutuhan air :

1. Air pendingin

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
CD-01	39.972,8240
CD-02	46.411,3540
CL-04	12.189,1460
Flaker	28.538,6380
Jumlah	127.111,9620

Diperkirakan air yang hilang 10% sehingga kebutuhan make up air untuk pendingin :

$$= 12.711.1962 \text{ kg/jam}$$

$$= 12.7112 \text{ m}^3/\text{jam}$$

2. Air untuk steam

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
Melter	552,5088
Reaktor	18.020,1241
Jumlah	18.572,6329

Diperkirakan air yang hilang 20% sehingga kebutuhan make up air untuk steam :

$$= 1.857.2633 \text{ kg/jam}$$

$$= 1.8573 \text{ m}^3/\text{jam}$$

3. Air untuk sanitasi

Kebutuhan air untuk sanitasi dapat diperkirakan sebagai berikut :

- a. Air untuk karyawan

Kebutuhan air untuk per karyawan sebesar 150 orang diperlukan air sebanyak : (Sularso, P15)

$$= 150 \text{ It/hari}$$

$$= 22500 \text{ It/hari}$$

$$= 0,9375 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- b. Air untuk laboratorium
- $$= 10\% \times 2,6875 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,2688 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- c. Air untuk kebersihan, pertamanan dan lain-lain :

$$= 10\% \times 2,6875 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,2688 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- d. Air untuk bengkel

$$= 10\% \times 2,6875 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,2688 \text{ m}^3/\text{jam}$$

e. Air untuk perumahan

Diperkirakan perumahan sebanyak 20 rumah. Jika masing-masing rumah rata-rata dihuni 5 orang, maka kebutuhan air untuk perumahan tersebut sekitar :

jumlah rumah	=	20 rumah	
kapasitas tiap rumah	=	5 orang	
Kebutuhan air masing-masing org diperkirakan	=	350 lt/hari	(Sularso, P15)
kebutuhan air untuk perumahan	=	42000 lt/hari	
	=	1,75 m ³ /jam	

maka total kebutuhan air untuk sanitasi	=	3.7625 m ³ /jam
	=	90.3000 m ³ /hari

f. Kantin	=	10% x	2,6875 m ³ /jam
		0,2688	

jadi total air yang disuplai dari tangki air	=	18.3310 m ³ /jam
	=	18.330.96 kg/jam

kehilangan akibat kebocoran diperkirakan 10% sehingga make up dari sumber air adalah :

	=	18.3310 m ³ /jam
	=	18.330.9595 kg/jam
	=	145.181.199.161 kg/th

B. Perhitungan dan Spesifikasi Alat Pengadaan Steam

Untuk memenuhi kebutuhan steam, steam diproduksi dengan menggunakan Boiler atau ketel uap. Air sebagai umpan diambil dari Boiler Feed Water (air umpan ketel).

Untuk menjaga kemungkinan kebocoran pada distribusi jumlah steam dlebihihkan sebanyak, 10%

Jumlah steam yang dibutuhkan	=	18.572.6329 kg/jam
Total jumlah steam	=	20.429.8962 kg/jam
	=	45.040.158 lb/jam
	=	161.804.777.8 Kg/th

1. Perhitungan Kapasitas Boiler

Steam yang digunakan adalah :

- Jenis = Saturated steam
- Suhu = 392 F
- Tekanan = 233.47 psia

Penentuan kapasitas boiler

$$Q = ms * (h-hf)$$

dimana :

- Q = kapasitas boiler, Btu
- ms = massa steam, lb
- h = enthalpi steam, Btu/lb
- hf = enthalpi air umpan, Btu/lb

Kondisi kondensat masuk boiler pada suhu 385 F.

Umpan masuk terdiri dari 20% fresh feed (make up water) pada 86 F dan 80% kondensat.

Dari steam tabel diperoleh harga enthalpi :

hliq (86 F)	=	54.01 Btu/lb
hliq (385 F)	=	369.56 Btu/lb
hvap (395 F)	=	1.200.60 Btu/lb

hf	=	(0,2*hliq 86 F) + (0,8*hliq 385 F)
	=	306.45 Btu/lb

$$Q = ms*(h-hf)$$

$$= 40.272.657,04 \text{ Btu/jam}$$

$$= 42.489.908,4479 \text{ Kj/jam}$$

Menentukan luas penampang perpindahan panas

Konversi panas menjadi daya adalah :

$$H_p = Q / (970,3 \cdot 34,5) \quad (\text{Severn hal. 140})$$

$$= 1.203,0541 \text{ Hp}$$

Ditentukan luas penampang perpindahan panas adalah $10 \text{ ft}^2/\text{Hp}$

(Severn, hal. 126)

$$\text{Jadi total heating surface sebesar} = 12.030,5410 \text{ ft}^2$$

Perhitungan kebutuhan bahan bakar

Bahan bakar yang digunakan adalah minyak residu (fuel oil grade 4) dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{heating value} = 18.800 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{density} = 59,14 \text{ lb/ft}^3$$

(Hougen vol. 1, hal 519)

kebutuhan bahan bakar dihitung dengan persamaan :

$$\text{Effisiensi} = 75\%$$

$$mf = Q / (\eta \cdot H_v)$$

$$= 2.856,2168 \text{ lb/jam}$$

volume bahan bakar yang dibutuhkan :

$$V_f = mf / \rho$$

$$= 48,2959 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 1.367,6121 \text{ kg/jam}$$

$$= 10.831,487,9218 \text{ kg/tahun}$$

Spesifikasi boiler :

. Tipe	=	water-tube boiler
. Jumlah	=	1 buah
. Kapasitas steam	=	20429,89619 kg/jam
	=	45040,15774 lb/jam
	=	5,6750 kg/s
. Tekanan	=	16,5 atm
. Suhu	=	395 F
. Bahan bakar	=	fuel oil grade 4
. Kebutuhan bahan bakar	=	1.367,6121 kg/jam

C. Perhitungan Pengolahan Air

1. Pompa 1 (PU-01)

Tugas : mengalirkan air dari sungai menuju Bak Pengendap Awal (BU-01)

$$\text{dengan kecepatan} = 18.330,9595 \text{ kg/jam}$$

$$\text{rapat massa} = 1000 \text{ kg/m}^3 = 62,4291 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{viskositas cairan} = 0,65 \text{ cP} = 0,0004 \text{ lb/ftsec}$$

$$\text{suhu} = 30 \text{ C}$$

a. Laju alir (Q)

$$Q = m / \rho$$

$$= 18,3310 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0051 \text{ m}^3/\text{sec} = 0,1798 \text{ ft}^3/\text{sec}$$

$$= 80,7017 \text{ gpm}$$

pemilihan pipa :

$$D_{opt} = 3,9 \cdot (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13}$$

$$= 3,0842 \text{ in}$$

pemilihan pipa : (Tabel 23, P.123, Brown)

$$D \text{ nominal} = 4 \text{ in}$$

$$Sch = 40$$

$$ID = 4,026 \text{ in} = 0,3355 \text{ ft}$$

$$at = 12.7 \text{ in}^2 = 0,0882 \text{ ft}^2$$

b. Penentuan bilangan reynold (Re) :

$$Re = (\rho) \cdot V \cdot D / \mu$$

menghitung kecepatan linier fluida

$$v = Q / at = 2.0389 \text{ ft/sec}$$

$$Re = 97.733.06$$

karena $Re > 2100$, maka aliran turbulen

dari fig 126, Brown, didapat $\epsilon/D = 0,0014$

dari fig 125, Brown, didapat $f = 0,0210$

c. Penentuan head pompa (H) :

Sistem pemipaan :

Jenis pipa	Jumlah	Le (ft)
pipa lurus	1	125,000
gate valve	1	10
elbow standar, 90°	2	30
Jumlah		165

persamaan bernouilly :

$$ws = (Z \text{ g/gc}) + (V^2)/2gc + P/\rho + f$$

static head	= $z \text{ g/gc} = (9,624 - 0)$	=	9,6240 ft
pressure head	= P/ρ	=	0
velocity head	= $V^2 / 2gc$	=	0,0000 ft
friksi head	= $(f V^2 (Le+L)) / (2 \text{ gc ID})$	=	0,6667 ft
total head (H)	=	10,2907 ft	
	=	3,1366 m	

d. Penentuan power pompa (BHP) :

$$\begin{aligned} \text{eff} &= 45\% \\ \text{BHP} &= \rho H Q / \text{eff} \\ &= 256.7125 \text{ lb/ft sec} \\ &= 0.4667 \text{ hp} \end{aligned} \quad (\text{fig 14-37, hal 520, Peter})$$

e. Penentuan power motor :

$$\begin{aligned} \text{eff} &= 80\% \\ \text{power motor} &= \text{BHP} / \text{eff} \\ \text{power motor standart} &= 0,5834 \\ &= 1,5 \text{ hp} \end{aligned} \quad (\text{fig 14-38, hal 521, Peter})$$

2. Bak Pengendapan Awal (BU-01)

Tugas : mengendapkan kotoran kasar dalam air. Pengendapan terjadi karena gravitasi dengan waktu tinggal 4 jam.

Perhitungan :

Dibuat bak pengendap yang berbentuk empat persegi panjang dengan kedalaman 3 m, dan perbandingan P/L = 2

volume air yang harus ditampung :

$$V = 18.330,9595 \text{ kg/jam} \cdot 4 \text{ jam} = 73.323.8380 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{over design} &= 20\% \\ V &= 87.988,6056 \text{ kg} \\ &= 87,9886 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Perhitungan dimensi bak :

$$\begin{aligned} \text{kedalaman bak} &= 3 \text{ meter} \\ \text{panjang bak} &= 2 * \text{lebar bak} \\ L &= (V/6)^{(0,5)} \\ &= 3,8295 \text{ m} \\ &= 12,5638 \text{ ft} \\ P &= 2 * L \\ &= 7,6589 \text{ m} \\ &= 25,1276 \text{ ft} \end{aligned}$$

jadi ukuran bak :

$$\begin{aligned} \text{panjang} &= 7,6589 \text{ m} \\ \text{lebar} &= 3,8295 \text{ m} \\ \text{tinggi} &= 3,0000 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Pompa 2 (PU-02)

Tugas : mengalirkan air dari Bak Penampung Awal (BU-01) menuju tangki Flokulator (TF-01) dengan kecepatan

$$\begin{aligned} &18.330,9595 \text{ kg/jam} \\ \text{rapat massa} &= 1000 \text{ kg/m}^3 = 62,4291 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{viskositas cairan} &= 0,65 \text{ cP} = 0,0004 \text{ lb/ftsec} \\ \text{suhu} &= 30 \text{ C} \end{aligned}$$

a. Laju alir (Q)

$$\begin{aligned} Q &= m / \rho \\ &= 18,3310 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0051 \text{ m}^3/\text{sec} = 0,1798 \text{ ft}^3/\text{sec} \\ &= 80,7017 \text{ gpm} \end{aligned}$$

pemilihan pipa :

$$\begin{aligned} \text{Dopt} &= 3,9 * (Q)^{0,45} * (\rho)^{0,13} \\ &= 3,0842 \text{ in} \end{aligned}$$

pemilihan pipa : (Tabel 23, P.123, Brown)

$$\begin{aligned} \text{D nominal} &= 4 \text{ in} \\ \text{Sch} &= 40 \\ \text{ID} &= 4,026 \text{ in} = 0,3355 \text{ ft} \\ \text{at} &= 12,7 \text{ in}^2 = 0,0882 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

b. Penentuan bilangan reynold (Re) :

$$\text{Ret} = (\rho) * V * D / \mu$$

menghitung kecepatan linier fluida

$$\begin{aligned} v &= Q / \text{at} \\ &= 2,0389 \text{ ft/sec} \\ \text{Re} &= 97,733,06 \end{aligned}$$

karena $\text{Re} > 2100$, maka aliran turbulen

dari fig 126, Brown, didapat $\epsilon/D = 0,0014$

dari fig 125, Brown, didapat $f = 0,0210$

c. Penentuan head pompa (H) :

Sistem pemipaan :

Jenis pipa	Jumlah	Le (ft)
pipa lurus	1	25
gate value	1	10

elbow standar, 90°	2	30
Jumlah		65

persamaan bernouilly :

$$ws = (Z g/gc) + (V^2)/2gc + P/p + f$$

static head	=	$z g/gc = (16,4042 - 0)$	=	16,4042 ft
pressure head	=	P/p	=	0
velocity head	=	$V^2 / 2gc$	=	0,0000 ft
friksi head	=	$(f V^2 (Le+L)) / (2 gc)$	=	0.2626 ft
total head (H)	=	16,6668 ft		
	=	5.0800 m		

d. Penentuan power pompa (BHP) :

eff	=	45%		
BHP	=	$\rho H Q / \text{eff}$		(fig 14-37, hal 520, Peter)
	=	415.7734 lb/ft sec		
	=	0,7560 hp		

e. Penentuan power motor :

eff	=	80%		
power motor	=	BHP / eff		(fig 14-38, hal 521, Peter)
power motor	=	0,9449 hp		
standard	=	5 hp		

4. Pompa 3 (PU-03)

Tugas : mengalirkan air dari tangki Flokulator (TF-01) menuju clarifier (CL-01)

dengan kecepatan	=	18.330,9595 kg/jam		
rapat massa	=	1000 kg/m ³	=	62,4291 lb/ft ³
viskositas cairan	=	0.65 cP	=	0,0004 lb/ftsec
suhu	=	30 C		

a. Laju alir (Q)

Q	=	m / ρ		
	=	18.3310 m ³ /jam		
	=	0.0051 m ³ /sec	=	0,1798 ft ³ /sec
	=	80.7017 gpm		

pemilihan pipa :

$$D_{opt} = 3,9 * (Q)^{0,45} * (\rho)^{0,13}$$

$$= 3.0842 \text{ in}$$

pemilihan pipa : (Tabel 23, P.123, Brown)

D nominal	=	4 in		
Sch	=	40		
ID	=	4.026 in	=	0,3355 ft
at	=	12.7 in ²	=	0,0882 ft ²

b. Penentuan bilangan reynold (Re) :

$$Ret = (\rho) * V * D / \mu$$

menghitung kecepatan linier fluida

v	=	Q / at		
	=	2.0389 ft/sec		
Re	=	97.733.06		

karena $Re > 2100$, maka aliran turbulen

dari fig 126, Brown, didapat ϵ/D = 0,0014
 dari fig 125, Brown, didapat f = 0,0210

c. Penentuan head pompa (H) :
 Sistem pemipaan :

Jenis pipa	Jumlah	Le (ft)
pipa lurus	1	25
gate valve	1	10
elbow standar, 90°	2	30
Jumlah		65

persamaan bernouilly :

$$ws = (Z g/gc) + (V^2)/2gc + P/\rho + f$$

static head = $z g/gc = (16,4042 - 0) = 16.4042 \text{ ft}$
 pressure head = $P/\rho = 0$
 velocity head = $V^2 / 2gc = 0,0000 \text{ ft}$
 friksi head = $(f V^2 (Le+L)) / (2 gc) = 0,2626 \text{ ft}$
 total head (H) = $16,6668 \text{ ft} = 5,0800 \text{ m}$

d. Penentuan power pompa (BHP) :

$$\text{eff} = 45\%$$

$$\text{BHP} = \rho H Q / \text{eff} = 415,7734 \text{ lb/ft sec} = 0,7560 \text{ hp}$$

(fig 14-37, hal 520, Peter)

e. Penentuan power motor :

$$\text{eff} = 80\%$$

$$\text{power motor} = \text{BHP} / \text{eff} = 0,9449 \text{ hp}$$

standar = 2 hp

(fig 14-38, hal 521, Peter)

5. Tangki Flokulator (TFU-01)

Tugas : melarutkan dan membuat campuran yang akan diumpangkan kedalam Clarifier (CL-01) dengan kecepatan 18.330,9595 kg/jam

Tipe alat : Tangki silinder vertikal

Dipakai bak pengaduk, motor yang dipakai berkekuatan 2 Hp

Perhitungan dimensi alat :

kapasitas untuk waktu tinggal = 1/4 jam

$$W = 18.330,9595 \text{ kg/jam} * 1/4 \text{ jam} = 4.582,7399 \text{ kg}$$

densitas cairan : 1,0220 kg/lt

$$\text{volume cairan} = W/\rho = 4.484,0899 \text{ lt} = 4.4841 \text{ m}^3$$

over design : 20%

$$\text{Volume tangki (Vt)} = 5,3809 \text{ m}^3 = 1,421,4857 \text{ gallon}$$

apabila diambil (H/D) = 2

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 * Vt}{\pi * (H/D)}}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1,5077 \text{ m} \\
 H &= (H/D) * D \\
 &= 3,0154 \text{ m}
 \end{aligned}$$

6. Clarifier (CLU-01)

Tugas : menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang bersifat koloid yang berasal dari Bak penampung awal (BU-01) dengan waktu tinggal 8 jam.

dipakai motor dengan kekuatan 6,25 hp

Perhitungan :

dibuat clarifier yang berbentuk conis dengan perbandingan $D/L = 2$ dan $H/L = 2$

kapasitas :

volume air yang harus ditampung :

$$\begin{aligned}
 V &= 18.330,9595 \text{ kg/jam} * 8 \text{ jam} \\
 &= 146.647,6759 \text{ kg} \\
 &= 146,6477 \text{ m}^3 \\
 &= 38.740,2245 \text{ gallon}
 \end{aligned}$$

Perhitungan dimensi clarifier :

$$\begin{aligned}
 \text{diameter (D)} &= 2 * \text{kedalaman (L)} \\
 \text{kedalaman (L)} &= 2 * \text{tinggi cone (H)} \\
 D &= \frac{48 * V}{7 * \pi}^{1/3} \\
 &= 6,8417 \text{ m} \\
 L &= 1/2 * D \\
 &= 3,4208 \text{ m} \\
 H &= 1/4 * D \\
 &= 0,8552 \text{ m}
 \end{aligned}$$

7. Tangki Tawas (TU-01)

Tugas : Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5 % 1 minggu dengan kecepatan 18.330,9595 kg/jam

Konsentrasi alum dalam air yang diolah	=	30 ppm
Kebutuhan alum	=	0,55 kg/jam
Kebutuhan larutan alum 5 %	=	11,00 kg/jam
Density larutan dianggap	=	1000 kg/m ³
Keperluan satu minggu operasi	=	1,85 m ³
Volume tanki dirancang (over design 20 %)	=	2,22 m ³
Dipilih tanki silinder tegak, dengan $H/D = 2$		
$V \text{ tanki} = p/4 \cdot D^2 \cdot H = p/4 \cdot D^2 \cdot 2D$	$D =$	1,12 m
	$L =$	2,24 m

8. Tangki Larutan Ferro Sulfat (Fe SO4) (TU-02)

Tugas : Menyiapkan dan menyimpan larutan ferro sulfat 5 % untuk 1 minggu operasi dengan kecepatan 18.330,9595 kg/jam

Konsentrasi soda abu dlm air yang diolah	=	30 ppm
Kebutuhan Ferro sulfat	=	0,55 kg/jam
Kebutuhan larutan Ferro sulfat 5 %	=	11,00 kg/jam
Density larutan dianggap	=	1000 kg/m ³
Keperluan satu minggu operasi	=	1,85 m ³
Volume tanki dirancang (over design 20 %)	=	2,22 m ³
Dipilih tanki silinder tegak, dengan $H/D = 2$		
$V \text{ tanki} = p/4 \cdot D^2 \cdot H = p/4 \cdot D^2 \cdot 2D$	$D =$	1,12 m
	$L =$	2,24 m

9. Tangki Larutan Lime atau Kapur (Ca (OH)₂)

Tugas : Menyiapkan dan menyimpan larutan lime 5 % untuk 1 minggu operasi dengan kecepatan	18.330,9595	kg/jam	
Konsentrasi soda abu dlm air yang diolah	=		30 ppm
Kebutuhan Ferro sulfat	=		0,55 kg/jam
Kebutuhan larutan Ferro sulfat 5 %	=		11,00 kg/jam
Density larutan dianggap	=		1000 kg/m ³
Keperluan satu minggu operasi	=		1,85 m ³
Volume tanki dirancang (over design 20 %)	=		2,22 m ³
Dipilih tanki silinder tegak, dengan H/D = 2			
V tanki = p/4 . D ² . H = p/4 . D ² . 2D	D =		1,12 m
	L =		2,24 m

9. Saringan Pasir (SPU-01)

Tugas : Menyaring partikel - partikel halus yang belum terendapkan dengan kecepatan	18330,9595	kg/jam	
kecepatan penyaringan = 15 - 25 gpm/ft ² (Powell, 1954), diambil	=	25	gpm/ft ²
Air dari clarifier	=	18,33	m ³ /jam
	=	80,72	gpm
Luas penampang cairan =	=	3,23	ft ²
D = (4.A / p) ^{0.5}	=	2,03	ft = 0,62 m
Waktu tinggal cairan dalam tangki= 10			
Over design= 1,2 * 16,22*10/60	=	3,67	m ³
Tinggi (L)=	=	12,22	m
Tinggi tumpukan pasir = 12 - 20 in (Powell, 1954), diambil :			20 in = 0.508 m
Tinggi tumpukan kerikil = 20 - 40 in (Powell, 1954), diambil :			40 in = 1.020 m

10. Bak Penampung Air Bersih (BU-02)

Tugas : menampung air bersih berasal dari saringan pasir (SPU-01) dengan waktu tinggal	12 jam		
perhitungan :			
dibuat bak pengendap yang silinder vertikal perbandingan H/D = 2			
volume air yang harus ditampung :			
V =	219.9715	m ³	
=	219.9715	m ³	
=	58.110.3368	gallon	
over design : 20%			
Vt =	263.9658	m ³	87,9886
perhitungan dimensi bak :			43,9943
Diameter=	5,5193	m	6,6328
Tinggi=	11,0386	m	13,2656

11. Pompa 4 (PU-04)

Tugas : mengalirkan air dari bak penampung bersih (BU-02) menuju proses pemanasan dan pendinginan dan untuk kebutuhan kantor dan rumah tangga. dengan kecepatan	18.330,9595	kg/jam	
rapat massa =	1000	kg/m ³	= 62,4291 lb/ft ³
viskositas cairan =	0,65	cP	= 0,0004 lb/ftsec
suhu =	30	C	

a. Laju alir (Q)

$$\begin{aligned}
 Q &= m / \rho \\
 &= 18.3310 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0.0051 \text{ m}^3/\text{sec} \\
 &= 80.7017 \text{ gpm}
 \end{aligned}
 \qquad = \qquad
 \begin{aligned}
 &0,1798 \text{ ft}^3/\text{sec}
 \end{aligned}$$

pemilihan pipa :

$$\begin{aligned}
 D_{opt} &= 3,9 * (Q)^{0,45} * (\rho)^{0,13} \\
 &= 3.0842 \text{ in}
 \end{aligned}$$

pemilihan pipa : (Tabel 23, P.123, Brown)

$$\begin{aligned}
 D \text{ nominal} &= 4 \text{ in} \\
 Sch &= 40 \\
 ID &= 4.026 \text{ in} \\
 at &= 12.7 \text{ in}^2
 \end{aligned}
 \qquad = \qquad
 \begin{aligned}
 &0,3355 \text{ ft} \\
 &0,0882 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

b. Penentuan bilangan reynold (Re) :

$$\text{Ret} = (\rho) * V * D / \mu$$

menghitung kecepatan linier fluida

$$\begin{aligned}
 v &= Q / at \\
 &= 2.0389 \text{ ft/sec} \\
 Re &= 97.733.06
 \end{aligned}$$

karena $Re > 2100$, maka aliran turbulen

$$\begin{aligned}
 \text{dari fig 126, Brown, didapat } \epsilon/D &= 0.0014 \\
 \text{dari fig 125, Brown, didapat } f &= 0.0210
 \end{aligned}$$

c. Penentuan head pompa (H) :

Sistem pemipaan :

Jenis pipa	Jumlah	Le (ft)
pipa lurus	3	50
gate value	1	10
elbow standar, 90°	3	45
Jumlah		105

persamaan bernouilly :

$$ws = (Z g/gc) + (V^2)/2gc + P/\rho + f$$

$$\begin{aligned}
 \text{static head} &= z g/gc = (32,8084 - 0) &= 32.8084 \text{ ft} \\
 \text{pressure head} &= P/\rho &= 0 \\
 \text{velocity head} &= V^2 / 2gc &= 0.0000 \text{ ft} \\
 \text{friksi head} &= (f V^2 (Le+L)) / (2 gc) &= 0.4242 \text{ ft} \\
 \text{total head (H)} &= 33.2326 \text{ ft} \\
 &= 10.1293 \text{ m}
 \end{aligned}$$

d. Penentuan power pompa (BHP) :

$$\begin{aligned}
 \text{eff} &= 45\% \\
 \text{BHP} &= \rho H Q / \text{eff} \\
 &= 829.0271 \text{ lb/ft sec} \\
 &= 1.5073 \text{ hp}
 \end{aligned}
 \qquad = \qquad
 \begin{aligned}
 &(\text{fig 14-37, hal 520, Peter})
 \end{aligned}$$

e. Penentuan power motor :

$$\begin{aligned}
 \text{eff} &= 80\% \\
 \text{power motor} &= \text{BHP} / \text{eff} \\
 \text{power motor} &= 1.8842 \text{ hp} \\
 \text{standart} &= 4 \text{ hp}
 \end{aligned}
 \qquad = \qquad
 \begin{aligned}
 &(\text{fig 14-38, hal 521, Peter})
 \end{aligned}$$

12. Tangki Air Rumah Tangga dan Kantor (TU-03)

Tugas : menampung air kebutuhan rumah tangga dan kantor dari bak penampung air bersih (BU-02) dengan waktu tinggal 24 jam.

tipe alat : Tangki silinder vertikal

perhitungan dimensi alat :

	W	=	3,7625 m ³ /jam * 24 jam		
			90.3000 m ³	:	90300 kg
densitas cairan		=	1.0020 kg/lt		
	V	=	90.119.7605 lt		
		=	90.1198 m ³		
over design : 20%					
	Vt	=	108.1437 m ³		
apabila diambil	(H/D) =	1			
	D	=	$\frac{4 * Vt}{\pi * (H/D)}$ ^ 1/3		
		=	5.1647 m		
	H	=	(H/D) * D		
		=	5,1647 m		
maka ukuran tangki :					
diameter (D)	=		5.1647 m		
tinggi (H)	=		5.1647 m		

13. Tangki Kaporit [Ca(OCl)2.4H2O] (TU-04)

Tugas : Menyiapkan dan menyimpan larutan kaporit 5% u persediaan 1 minggu

Konsentrasi kaporit dalam air yang diolah	=	5 ppm
Kebutuhan kaporit	=	0.0917 kg/jam
Kebutuhan larutan kaporit 5 %	=	2 kg/jam
Density larutan dianggap	=	1000 kg/m ³
Keperluan 2 minggu operasi		
Volume cairan	=	0.6159 m ³
Over design 20 %	=	0.739104287 m ³
Dipilih tangki silinder tegak, dengan H/D = 2		
Vtangki = p/4 .D ² .L = p/4 .D ² .2D		
	D =	0.69 m
	H =	1.37 m

14. Pompa 5 (PU-05)

Tugas : mengalirkan air dari bak cooling tower (CT-01) menuju sistem pendinginan proses

dengan kecepatan		12.711,1962 kg/jam		
rapat massa	=	1000 kg/m ³	=	62,4291 lb/ft ³
viskositas cairan	=	0.65 cP	=	0,0004 lb/ftsec
suhu	=	30 C		

a. Laju alir (Q)

Q	=	m / ρ		
	=	12.7112 m ³ /jam		
	=	0.0035 m ³ /sec	=	0,1247 ft ³ /sec
	=	55.9608 gpm		

pemilihan pipa :

Dopt	=	3,9 * (Q) ^{0,45} * (ρ) ^{0,13}
	=	2.6157 in

pemilihan pipa : (Tabel 23, P.123, Brown)

D nominal	=	4 in
-----------	---	------

$$\begin{array}{lclclcl}
 \text{Sch} & = & 40 & & & \\
 \text{ID} & = & 4.026 \text{ in} & = & & 0,3355 \text{ ft} \\
 \text{at} & = & 12.7 \text{ in}^2 & = & & 0,0882 \text{ ft}^2
 \end{array}$$

b. Penentuan bilangan reynold (Re) :

$$\text{Ret} = (\rho) \cdot V \cdot D / \mu$$

menghitung kecepatan linier fluida

$$\begin{array}{lcl}
 v & = & Q / \text{at} \\
 & = & 1,4138 \text{ ft/sec} \\
 \text{Re} & = & 67.770,82
 \end{array}$$

karena $\text{Re} > 2100$, maka aliran turbulen

$$\begin{array}{lcl}
 \text{dari fig 126, Brown, didapat } \epsilon/D & = & 0,0006 \\
 \text{dari fig 125, Brown, didapat } f & = & 0,0210
 \end{array}$$

c. Penentuan head pompa (H) :

Sistem pemipaan :

Jenis pipa	Jumlah	Le (ft)
pipa lurus	1	10
gate valve	1	10
elbow standar, 90°	1	15
Jumlah		35

persamaan bernouilly :

$$\begin{array}{lclcl}
 \text{ws} & = & (Z \text{ g/gc} + (V^2)/2gc + P/\rho + f & & \\
 \text{static head} & = & z \text{ g/gc} = (49,2126 - 3,2808) & = & 45,9318 \text{ ft} \\
 \text{pressure head} & = & P/\rho & = & 0 \\
 \text{velocity head} & = & V^2 / 2gc & = & 0,0000 \text{ ft} \\
 \text{friksi head} & = & (f V^2 (Le+L)) / (2 gc) & = & 0,0680 \text{ ft} \\
 \text{total head (H)} & = & 45,9998 \text{ ft} & & \\
 & = & 14,0207 \text{ m} & &
 \end{array}$$

d. Penentuan power pompa (BHP) :

$$\begin{array}{lclcl}
 \text{eff} & = & 55\% & & \\
 \text{BHP} & = & \rho H Q / \text{eff} & & (\text{fig 14-37, hal 520, Peter}) \\
 & = & 646,3441 \text{ lb/ft sec} & & \\
 & = & 1,1752 \text{ hp} & &
 \end{array}$$

e. Penentuan power motor :

$$\begin{array}{lclcl}
 \text{eff} & = & 80\% & & \\
 \text{power motor} & = & \text{BHP} / \text{eff} & & (\text{fig 14-38, hal 521, Peter}) \\
 \text{power motor} & = & 1,4690 \text{ hp} & & \\
 \text{standart} & = & 5 \text{ hp} & &
 \end{array}$$

15. Pompa 6 (PU-06)

Tugas : mengalirkan air dari alat proses menuju cooling tower (CT-01)

$$\begin{array}{lclcl}
 \text{dengan kecepatan} & & 12.711,1962 \text{ kg/jam} & & \\
 \text{rapat massa} & = & 1000 \text{ kg/m}^3 & = & 62,4291 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{viskositas cairan} & = & 0,65 \text{ cP} & = & 0,0004 \text{ lb/ftsec} \\
 \text{suhu} & = & 30 \text{ C} & &
 \end{array}$$

a. Laju alir (Q)

$$\begin{aligned}
 Q &= m / \rho \\
 &= 12.7112 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0.0035 \text{ m}^3/\text{sec} \\
 &= 55.9608 \text{ gpm} \\
 &= 0,1247 \text{ ft}^3/\text{sec}
 \end{aligned}$$

pemilihan pipa :

$$\begin{aligned}
 D_{opt} &= 3,9 * (Q)^{0,45} * (\rho)^{0,13} \\
 &= 2.6157 \text{ in}
 \end{aligned}$$

pemilihan pipa : (Tabel 23, P.123, Brown)

$$\begin{aligned}
 \text{D nominal} &= 4 \text{ in} \\
 \text{Sch} &= 40 \\
 \text{ID} &= 4.026 \text{ in} \\
 \text{at} &= 12.7 \text{ in}^2 \\
 &= 0,3355 \text{ ft} \\
 &= 0,0882 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

b. Penentuan bilangan reynold (Re) :

$$\text{Ret} = (\rho) * V * D / \mu$$

menghitung kecepatan linier fluida

$$\begin{aligned}
 v &= Q / at \\
 &= 1.4138 \text{ ft/sec} \\
 \text{Re} &= 67.770.82
 \end{aligned}$$

karena $Re > 2100$, maka aliran turbulen

dari fig 126, Brown, didapat $\epsilon/D = 0.0006$

dari fig 125, Brown, didapat $f = 0.0210$

c. Penentuan head pompa (H) :

Sistem pemipaan :

Jenis pipa	Jumlah	Le (ft)
pipa lurus	1	4,5
gate value	1	1,7
elbow standar, 90°	2	34
Jumlah		40,2

persamaan bernouilly :

$$ws = (Z g/gc) + (V^2)/2gc + P/\rho + f$$

$$\begin{aligned}
 \text{static head} &= z g/gc = (49,2126 - 3,2808) = 45.9318 \text{ ft} \\
 \text{pressure head} &= P/\rho = 0 \\
 \text{velocity head} &= V^2 / 2gc = 0.0310 \text{ ft} \\
 \text{friksi head} &= (f V^2 (Le+L)) / (2 gc) = 0.0781 \text{ ft} \\
 \text{total head (H)} &= 46.0409 \text{ ft} \\
 &= 14.0333 \text{ m}
 \end{aligned}$$

d. Penentuan power pompa (BHP) :

$$\begin{aligned}
 \text{eff} &= 85\% \\
 \text{BHP} &= \rho H Q / \text{eff} \\
 &= 651.6271 \text{ lb/ft sec} \\
 &= 1.1848 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

(fig 14-37, hal 520, Peter)

e. Penentuan power motor :

$$\begin{aligned}
 \text{eff} &= 82\% \\
 \text{power motor} &= \text{BHP} / \text{eff}
 \end{aligned}$$

(fig 14-38, hal 521, Peter)

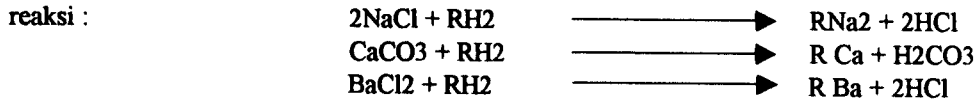
$$\begin{aligned} \text{power motor} &= 1.4448 \text{ hp} \\ \text{standart} &= 5 \text{ hp} \end{aligned}$$

16. Kation Exchanger (KE-01)

Tugas : mengikat ion-ion positif yang ada dalam air lunak

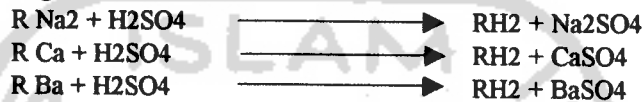
alat : silinder tegak yang berisi tumpukan butir-butir resin penukar ion.

Resin : jenis C - 300 dengan notasi RH2



apabila resin sudah jenuh pencucian dilakukan dengan menggunakan larutan H₂SO₄ 2%

Reaksi yang terjadi pada waktu regenerasi adalah :



kebutuhan H₂SO₄ untuk regenerasi dapat diperkirakan sebagai berikut :

$$Q = 1.857,26 \text{ kg/jam}$$

$$\text{kesadahan terikat resin} = 65 \text{ ppm} * Q$$

$$= 0,0201 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ yang diperlukan} = 0,0201 * 98/100 \text{ kg/jam}$$

$$= 0,0197 \text{ kg/jam}$$

$$= 156,17 \text{ kg/tahun}$$

$$\text{debit air} = 8.1775 \text{ gpm}$$

dari tabel 7, hal 186 (Powell, 1954) diketahui kecepatan perluas penampang bed yang biasa dipakai 3-10 gpm/ft²

$$\text{dipilih kecepatan} = 5 \text{ gpm/ft}^2$$

$$\text{luas penampang} = 1,6355 \text{ ft}^2$$

dipakai 2 tangki penukar kation yang bekerja bergantian

$$\begin{aligned} \text{diameter (D)} &= 1,4434 \text{ m} \\ &= 4,7356 \text{ ft} \end{aligned}$$

menentukan tebal resin

diperkirakan regenerasi dilakukan 36 jam sekali

$$\text{kapasitas resin} = 10 \text{ kg/ft}^3 \text{ resin}$$

$$\text{kesadahan terikat} = 0,0197 \text{ kg/jam} * 36 \text{ jam}$$

$$= 0,7098 \text{ kg}$$

$$\text{volume resin} = 0,0710 \text{ ft}^3$$

$$= 0,5310 \text{ gallon}$$

$$\text{tinggi bed resin} = 0,00403 \text{ ft}$$

jadi dipakai ukuran :

$$\text{tinggi bed resin} = 0,0040 \text{ ft} = 0,0012 \text{ m}$$

$$\text{diameter bed resin} = 1,4434 \text{ ft} = 0,4400 \text{ m}$$

17. Tangki Larutan H₂SO₄ (TU-05)

Tugas : Menyiapkan dan menyimpan larutan H₂SO₄ untuk regenerasi ion exchanger

$$\text{Konsentrasi larutan jenuh H}_2\text{SO}_4 \text{ pada suhu kamar} = 2\%$$

$$\text{Kebutuhan larutan H}_2\text{SO}_4 \text{ 2 \%} = 13,01 \text{ kg/bulan}$$

$$\text{Density larutan H}_2\text{SO}_4 \text{ 2 \% pada 30 C} = 1794 \text{ kg/m}^3$$

Volume larutan selama satu periode, VL = 0,0073 m³
 Tangki dirancang untuk satu kali regenerasi (over design 20 %)
 Vtangki = 0,0087 m³
 Tangki berbentuk silinder tegak, dengan H/D = 2
 Vtangki = 0.25.p.D².(2D) : D = 0,18 m
 H = 0,35 m

18. Pompa 7 (PU-07)

Tugas : mengalirkan air dari kation exchanger (KE-01) menuju Anion Exchanger (AE-01)

dengan kecepatan 1.857,2633 kg/jam
 rapat massa = 1000 kg/m³ = 62,4291 lb/ft³
 viskositas cairan = 0,65 cP = 0,0004 lb/ftsec
 suhu = 30 C

a. Laju alir (Q)

Q = m / ρ
 = 1.8573 m³/jam
 = 0.0005 m³/sec = 0,0182 ft³/sec
 = 8,1767 gpm

pemilihan pipa :

Dopt = 3,9 * (Q)^{0,45} * (ρ)^{0,13}
 = 1.1008 in
 pemilihan pipa : (Tabel 23, P.123, Brown)
 D nominal = 2 in
 Sch = 40
 ID = 2,067 in = 0,1723 ft
 at = 2,38 in² = 0,0165 ft²

b. Penentuan bilangan reynold (Re) :

Ret = (ρ)*V*D / μ

menghitung kecepatan linier fluida

v = Q / at
 = 1.1023 ft/sec
 Re = 27.128.8572

karena Re > 2100, maka aliran turbulen

dari fig 126, Brown, didapat ε/D = 0,0001

dari fig 125, Brown, didapat f = 0,0130

c. Penentuan head pompa (H) :

Sistem pemipaan :

Jenis pipa	Jumlah	Le (ft)
pipa lurus	1	17
gate value	1	7
elbow standar, 90°	3	181,5
Jumlah		205,5

persamaan bernouilly :

ws = (Z g/gc) + (V²)/2gc + P/ρ + f

static head = z g/gc = ((16,4042-0)) = 16,4042 ft
 pressure head = P/ρ = 0
 velocity head = V² /2gc = 0,0189 ft
 friksi head = (f V² (Le+L))/(2 gc ID) = 0,2926 ft
 total head (H) = 16,7157 ft
 = 5,0949 m

d. Penentuan power pompa (BHP) :

$$\begin{aligned} \text{eff} &= 45\% \\ \text{BHP} &= \rho H Q / \text{eff} \\ &= 42.2499 \text{ lb/ft sec} \\ &= 0.0768 \text{ hp} \end{aligned}$$

(fig 14-37, hal 520, Peter)

e. Penentuan power motor :

$$\begin{aligned} \text{eff} &= 80\% \\ \text{power motor} &= \text{BHP} / \text{eff} \\ \text{power motor} &= 0.0960 \text{ hp} \\ \text{standart} &= 1 \text{ hp} \end{aligned}$$

(fig 14-38, hal 521, Peter)

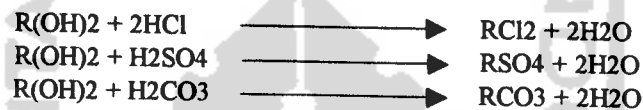
19. Anion Exchanger (AE-01)

Tugas : mengikat ion-ion negatif yang ada dalam air lunak.

alat : silinder tegak yang berisi tumpukan butir-butir resin penukar ion.

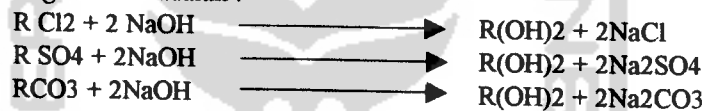
Resin : jenis C - 500 dengan notasi R(OH)₂

reaksi :



apabila resin sudah jenuh pencucian dilakukan dengan menggunakan larutan NaOH 4 %.

Reaksi yang terjadi pada waktu regenerasi adalah :



kebutuhan NaOH untuk regenerasi dapat diperkirakan sebagai berikut :

$$\begin{aligned} Q &= 1.857,26 \text{ kg/jam} \\ \text{kesadahan terikat resin} &= 65 \text{ ppm} * Q \\ &= 0.1207 \text{ kg/jam} \\ \text{NaOH yang diperlukan} &= 0.0966 \text{ kg/jam} \\ &= 764,90 \text{ kg/tahun} \\ \text{debit air} &= 8.1775 \text{ gpm} \end{aligned}$$

dari tabel 7, hal 186 (Powell, 1954) diketahui kecepatan perluas penampang bed yang biasa dipakai 3-10 gpm/ft²

dipilih kecepatan = 5 gpm/ft²

luas penampang = 1.6355 ft²

dipakai 2 tangki penukar kation yang bekerja bergantian

diameter (D) = 1.4434 m

Tinggi bed resin dalam exchanger = 30 - 75 in

Ditetapkan tinggi bed (T) = 50 in

= 4.17 ft

= 1.27 m

V = A x T

= 6.8146 ft³

Siklus regenerasi :

1 gallon air diperkirakan mengandung 10 grain hard resin.

Jenis Duolit A-2.

Kapasitas penyerapan = 3000 grain/ft³

Kandungan grain hardnes dalam air :

= 4906.5154 grain/jam

d. Penentuan power pompa (BHP) :

$$\begin{aligned} \text{eff} &= 45\% \\ \text{BHP} &= \rho H Q / \text{eff} \\ &= 42.2499 \text{ lb/ft sec} \\ &= 0.0768 \text{ hp} \end{aligned}$$

(fig 14-37, hal 520, Peter)

e. Penentuan power motor :

$$\begin{aligned} \text{eff} &= 80\% \\ \text{power motor} &= \text{BHP} / \text{eff} \\ \text{power motor} &= 0.0960 \text{ hp} \\ \text{standart} &= 1 \text{ hp} \end{aligned}$$

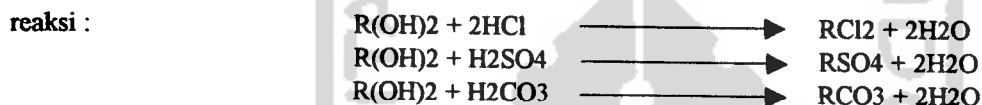
(fig 14-38, hal 521, Peter)

19. Anion Exchanger (AE-01)

Tugas : mengikat ion-ion negatif yang ada dalam air lunak.

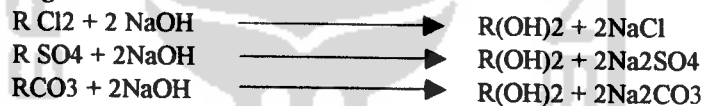
alat : silinder tegak yang berisi tumpukan butir-butir resin penukar ion.

Resin : jenis C - 500 dengan notasi R(OH)₂



apabila resin sudah jenuh pencucian dilakukan dengan menggunakan larutan NaOH 4 %.

Reaksi yang terjadi pada waktu regenerasi adalah :



kebutuhan NaOH untuk regenerasi dapat diperkirakan sebagai berikut :

$$\begin{aligned} Q &= 1.857,26 \text{ kg/jam} \\ \text{kesadahan terikat resin} &= 65 \text{ ppm} * Q \\ &= 0.1207 \text{ kg/jam} \\ \text{NaOH yang diperlukan} &= 0.0966 \text{ kg/jam} \\ &= 764,90 \text{ kg/tahun} \\ \text{debit air} &= 8.1775 \text{ gpm} \end{aligned}$$

dari tabel 7, hal 186 (Powell, 1954) diketahui kecepatan perluas penampang bed yang biasa dipakai 3-10 gpm/ft²

dipilih kecepatan = 5 gpm/ft²

luas penampang = 1.6355 ft²

dipakai 2 tangki penukar kation yang bekerja bergantian

diameter (D) = 1.4434 m

Tinggi bed resin dalam exchanger = 30 - 75 in

Ditetapkan tinggi bed (T) = 50 in

= 4.17 ft

= 1.27 m

V = A x T

= 6.8146 ft³

Siklus regenerasi :

1 gallon air diperkirakan mengandung 10 grain hard resin.

Jenis Duolit A-2.

Kapasitas penyerapan = 3000 grain/ft³

Kandungan grain hardnes dalam air :

= 4906.5154 grain/jam

Volume bak resin = 20443,8143 grain
 Waktu operasi kation = Volume bak resin / kandungan grain hardness dalam air
 = 4,1667 jam
 = 7 jam

20. Tangki Larutan NaOH (TU-06)

Tugas : Menyiapkan dan menyimpan larutan NaOH untuk regenerasi ion exchanger

Konsentrasi larutan jenuh NaOH pada suhu kamar = 10%

Kebutuhan larutan NaOH 10 % = 63.74 kg/bulan

Density larutan NaOH 10 % pada 30 C = 2130 kg/m³

Volume larutan selama satu periode, VL = 0,03 m³

Tangki dirancang untuk satu kali regenerasi (over design 20 %)

Vtangki = 0,04 m³

Tangki berbentuk silinder tegak, dengan H/D = 2

Vtangki = 0.25.p.D².(2D) : D = 0.28 m
 H = 0.57 m

21. Pompa 8 (PU-08)

Tugas : mengalirkan air dari anion exchanger (AE-01) menuju daerator

dengan kecepatan 1.857,2633 kg/jam

rapat massa = 1000 kg/m³ = 62,4291 lb/ft³

viskositas cairan = 0.65 cP = 0,0004 lb/ftsec

suhu = 30 C

a. Laju alir (Q)

Q = m / ρ
 = 1.8573 m³/jam
 = 0.0005 m³/sec = 0,0182 ft³/sec
 = 8,1766 gpm

pemilihan pipa :

Dopt = 3,9 * (Q)^{0,45} * (ρ)^{0,13}
 = 1.1008 in

pemilihan pipa : (Tabel 23, P.123, Brown)

D nominal = 2 in
 Sch = 40
 ID = 2.067 in = 0,1723 ft
 at = 2.38 in² = 0,0165 ft²

b. Penentuan bilangan reynold (Re) :

Ret = (ρ)*V*D / μ

menghitung kecepatan linier fluida

v = Q / at
 = 1,1023 ft/sec
 Re = 27.128.34

karena Re > 2100, maka aliran turbulen

dari fig 126, Brown, didapat ε/D = 0,0001

dari fig 125, Brown, didapat f = 0,0220

c. Penentuan head pompa (H) :

Sistem pemipaan :

Jenis pipa	Jumlah	Le (ft)
pipa lurus	1	17
gate valve	1	7
elbow standar, 90°	2	121
Jumlah		145

persamaan bernouilly :

$$ws = (Z g/gc) + (V^2)/2gc + P/\rho + f$$

static head	= $z g/gc = (16,4042-0)$	=	16.4042 ft
pressure head	= P/ρ	=	0
velocity head	= $V^2 / 2gc$	=	0,0189 ft
friksi head	= $(f V^2 (Le+L))/(2 gc ID)$	=	0.3494 ft
total head (H)	= 16.7725 ft	=	
	= 5.1123 m		

d. Penentuan power pompa (BHP) :

eff	= 45%		
BHP	= $\rho H Q / \text{eff}$		<i>(fig 14-37, hal 520, Peter)</i>
	= 42.3926 lb/ft sec		
	= 0.0771 hp		

e. Penentuan power motor :

eff	= 80%		
power motor	= BHP / eff		<i>(fig 14-38, hal 521, Peter)</i>
power motor	= 0.0963 hp		
standart	= 1 hp		

22. Daerator (DU-01)

Tugas : melepaskan gas-gas yang terlarut dalam air seperti O2, CO2 dan lain-lain
Tipe alat : Silinder tegak yang berisi bahan isian, dimana air disemprotkan dari atas dan udara panas dialirkan dari bawah secara countercurent.

rasio udara : air = 0,8			
kebutuhan udara panas	= 4094.5598 lb/jam		
suhu udara panas	= 150 °C		<i>(Ludwig, 1964)</i>
super facial velocity	= 1500 lb/ft ² jam		
bahan isian :			
tipe	: Rascing ring		
jenis	: stone ware		
ukuran	: 0,25 in		

luas penamp daerator (As)	= 2.7297 ft ²		
	= 0.2536 m ²		
diameter (D)	= 1.8648 ft		
densitas udara	= 0.0779 lb/ft ³		
kecepatan volume udara	= 52.541.5 ft ³ /jam		
waktu tinggal udara	= 0.0030 jam		
volume bahan I sian	= 157.6245 ft ³		
	= 1.179.1133 gallon		
tinggi bahan isian	= 57.7441 ft		

dipakai alat dengan ukuran :

diameter (D)	= 1,8648 ft	=	0,5684 m
tinggi (H)	= 57,7441 ft	=	17,6004 m

23. Pompa 9 (PU-09)

Tugas : mengalirkan air dari daerator menuju boiler

dengan kecepatan	1.857,2633 kg/jam		
rapat massa	= 1000 kg/m ³	=	62,4291 lb/ft ³
viskositas cairan	= 0,65 cP	=	0,0004 lb/ftsec
suhu	= 30 C		

a. Laju alir (Q)

$$\begin{aligned}
 Q &= m / \rho \\
 &= 1.8573 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0.0005 \text{ m}^3/\text{sec} \\
 &= 8.1766 \text{ gpm} \\
 &= 0,0182 \text{ ft}^3/\text{sec}
 \end{aligned}$$

pemilihan pipa :

$$\begin{aligned}
 D_{opt} &= 3,9 * (Q)^{0,45} * (\rho)^{0,13} \\
 &= 1.1008 \text{ in}
 \end{aligned}$$

pemilihan pipa : (Tabel 23, P.123, Brown)

$$\begin{aligned}
 D \text{ nominal} &= 2 \text{ in} \\
 Sch &= 40 \\
 ID &= 2.067 \text{ in} \\
 at &= 2.38 \text{ in}^2 \\
 &= 0,1723 \text{ ft} \\
 &= 0,0165 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

b. Penentuan bilangan reynold (Re) :

$$Ret = (\rho) * V * D / \mu$$

menghitung kecepatan linier fluida

$$\begin{aligned}
 v &= Q / at \\
 &= 1.1023 \text{ ft/sec} \\
 Re &= 27.128.34
 \end{aligned}$$

karena $Re > 2100$, maka aliran turbulen

$$\begin{aligned}
 \text{dari fig 126, Brown, didapat } \epsilon/D &= 0.0018 \\
 \text{dari fig 125, Brown, didapat } f &= 0.0300
 \end{aligned}$$

c. Penentuan head pompa (H) :

Sistem pemipaan :

Jenis pipa	Jumlah	Le (ft)
pipa lurus	1	15
gate value	1	0,45
elbow standar, 90°	2	9
Jumlah		24,45

persamaan bernouilly :

$$ws = (Z g/gc) + (V^2)/2gc + P/\rho + f$$

$$\begin{aligned}
 \text{static head} &= z g/gc = (16,4042-0) = 16.4042 \text{ ft} \\
 \text{pressure head} &= P/\rho = 0 \\
 \text{velocity head} &= V^2 / 2gc = 0.0189 \text{ ft} \\
 \text{friksi head} &= (f V^2 (Le+L))/(2 gc ID) = 0.0803 \text{ ft} \\
 \text{total head (H)} &= 16,5034 \text{ ft} \\
 &= 5.0302 \text{ m}
 \end{aligned}$$

d. Penentuan power pompa (BHP) :

$$\begin{aligned}
 \text{eff} &= 45\% \\
 \text{BHP} &= \rho H Q / \text{eff} \\
 &= 41.7125 \text{ lb/ft sec} \\
 &= 0.0758 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

(fig 14-37, hal 520, Peter)

e. Penentuan power motor :

$$\begin{aligned}
 \text{eff} &= 80\% \\
 \text{power motor} &= \text{BHP} / \text{eff} \\
 \text{power motor} &= 0.0948 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

(fig 14-38, hal 521, Peter)

standart = 0,5000 hp

24. Tangki Air Umpan Boiler (TU-07)

Tugas : menampung air umpan boiler sebagai air pembuat steam didalam boiler dengan waktu tinggal 24 jam.

kedalam tangki ini ditambahkan bahan-bahan yang dapat mencegah terjadinya korosi dan kerak pada boiler, yaitu :

1. Hidrazin (N₂H₂)

Fungsi : untuk menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama oksigen sehingga tidak terjadi korosi.

kadar = 5 ppm
kebutuhan = 0,0093 kg/jam
= 73,5476 kg/tahun

2. NaH₂PO₄

Fungsi : untuk mencegah timbulnya kerak di boiler dengan kadar 12-17 ppm.

kadar = 15 ppm
kebutuhan = 0,0279 kg/jam
= 220,6429 kg/tahun

Tipe alat : Tangki silinder vertikal
perhitungan dimensi alat :

kapasitas untuk waktu tinggal 24 jam

W = 1.857,2633 kg/jam * 24 jam
= 44.574.32 kg
densitas cairan = 1.0020 kg/lt
volume cairan = 44.485.35 lt
= 44,4853 m³

over design : 20%
volume tangki

= 53,3824 m³
= 14.102.1454 gallon
D = 4,0817 m
H = (H/D)*D
= 4,0817 m

maka ukuran tangki :

diameter = 4,0817 m
tinggi = 4,0817 m

25. Tangki Larutan Hidrazine (TU-08)

Kebutuhan larutan Hidrazine = 6,13 kg/bulan

Density larutan Hidrazine pada 30 C = 100,8 kg/m³

Volume larutan selama satu periode, VL = 0,06 m³

Tangki dirancang untuk satu kali regenerasi (over design 20 %)

Vtangki = 0,07 m³

Tangki berbentuk silinder tegak, dengan H/D = 2

Vtangki = 0,25.p.D².(2D) : D = 0,36 m
H = 0,72 m

26. Tangki Larutan NaH₂PO₄ (TU-09)

Kebutuhan larutan NaH₂PO₄ = 18,39 kg/bulan

Density larutan NaH₂PO₄ pada 30 C = 150,6 kg/m³

Volume larutan selama satu periode, VL = 0,12 m³

Tangki dirancang untuk satu kali regenerasi (over design 20 %)

Vtangki = 0,15 m³

Tangki berbentuk silinder tegak, dengan H/D = 2

Vtangki = 0,25.p.D².(2D) : D = 0,45 m

$$\begin{aligned} &= 619.7522 \text{ gallon} \\ \text{apabila diambil } (H/D) &= 1 \\ D &= 1.4404 \text{ m} \\ H &= 1.4404 \text{ m} \end{aligned}$$

maka dipakai ukuran tangki :

$$\begin{aligned} \text{Diameter (D)} &= 1,4404 \text{ m} \\ \text{tinggi (H)} &= 1,4404 \text{ m} \end{aligned}$$

D. Penyediaan Energi Listrik

1. Kebutuhan Listrik Untuk Alat Proses

Nama Alat	Power pompa
Pompa-01	0,50
Pompa-02	0,50
Pompa-03	1,00
Pompa-04	0,50
Pompa-05	1,50
Pompa-06	0,50
Pompa-07	1,00
Compressor	2,00
Melter	10,00
Flaker	1,00
Total	18,5000

$$\begin{aligned} \text{kebutuhan listrik untuk keperluan alat proses} &= 18.5000 \text{ hp} \\ \text{maka total power yang dibutuhkan} &= 13.8010 \text{ kw} \end{aligned}$$

2. Kebutuhan Listrik Untuk Utilitas

Nama Alat	Power (hp)
Pompa U-01	1,50
Pompa U-02	1,00
Pompa U-03	2,00
Pompa U-04	4,00
Pompa U-05	3,00
Pompa U-06	3,00
Pompa U-07	0,50
Pompa U-08	1,00
Pompa U-09	0,50
Tangki flokulator	2,00
cooling tower	4,00
total	22,5000

$$\text{kebutuhan listrik untuk keperluan alat utilitas} = 22.5000 \text{ hp}$$

maka total power yang dibutuhkan = 16.7850 kw

3. Kebutuhan Listrik Untuk Penerangan dan AC

Besarnya kebutuhan listrik untuk penerangan dan AC digunakan standart yang terdapat pada buku Perry.

Bangunan	Luas (m ²)	ft ²	Cd	Lumen
Pos keamanan	50	538,21	10	5.382
Gedung serba guna	450	4.843,92	20	96.878
Area parkir	500	5.382,13	10	53.821
Kantin & pop-kar	200	2.152,85	10	21.529
Taman dan jalan	4000	43.057,05	5	215.285
Bengkel & Gd. Alat	400	4.305,71	10	43.057
Gudang bhn kimia	200	2.152,85	10	21.529
Pemadam kebakaran	200	2.152,85	10	21.529
Area utilitas	5000	53.821,31	10	538.213
Area prose	12800	137.782,56	10	1.377.826
Ruang Pembangkit listrik	900	9.687,84	10	96.878
Ruang kontrol	200	2.152,85	10	21.529
Poliklinik	100	1.076,43	10	10.764
Laboratorium	400	4.305,71	10	43.057
Perpustakaan	200	2.152,85	15	32.293
Kantin & pop-kar	450	4.843,92	20	96.878
Musholla	250	2.691,07	10	26.911
Perumahan	1200	12.917,12	10	129.171
Unit Peng. Limbah	600	6.458,56	5	32.293
Total	28100	302475,7804		2.884.822

Untuk semua area dalam ruangan direncanakan menggunakan lampu TL 40 watt, (Perry, edisi 3, hal 17-58).

Lumen output starting daylight 40 watt adalah = 1960
 Jumlah lumen dalam ruangan = 2.002.153
 maka jumlah lampu = 1.021.5066 buah
 = 1022 buah

Untuk semua area di luar ruangan direncanakan menggunakan lampu mercury 100 watt.

Lumen output starting daylight 100 watt adalah = 3000
 Jumlah lumen dalam ruangan = 775.027
 maka jumlah lampu = 258.3423036 buah
 = 259 buah

total daya penerangan = 66780 watt
 = 66.78 kwatt

listrik untuk AC diperkirakan = 0.3 KW
 listrik untuk keperluan laboratorium diperkirakan = 10 KW
 listrik untuk UPL = 10 KW
 listrik untuk instrumentasi dan lain-lain = 10 KW
 Total kebutuhan daya listrik untuk penerangan & AC = 97.08 KW

jadi total kebutuhan daya listrik seluruhnya = 127.67 KW

Kebutuhan listrik diperoleh dari PLN sebesar = 220 KW
 apabila terjadi pemadaman, digunakan Generator cadangan berkekuatan 300 KW dengan bahan bakar oil.

4. Generator

Kebutuhan bahan bakar minyak diesel oil dihitung sebagai berikut :
dianggap listrik padam 1 kali dalam 1 bulam selama 2 jam

Effisiensi motor diesel : 80%

Effisiensi bahan bakar : 70%

Digunakan generator dengan efisiensi 80%, maka input generator :
= 159.6 KW

ditetapkan input generator 300 KW, sehingga untuk keperluan lain masih tersedia :
= 140.4 KW

Tenaga yang harus disediakan bahan bakar :
= 161.34 Btu/det

Spesifikasi minyak diesel oil :

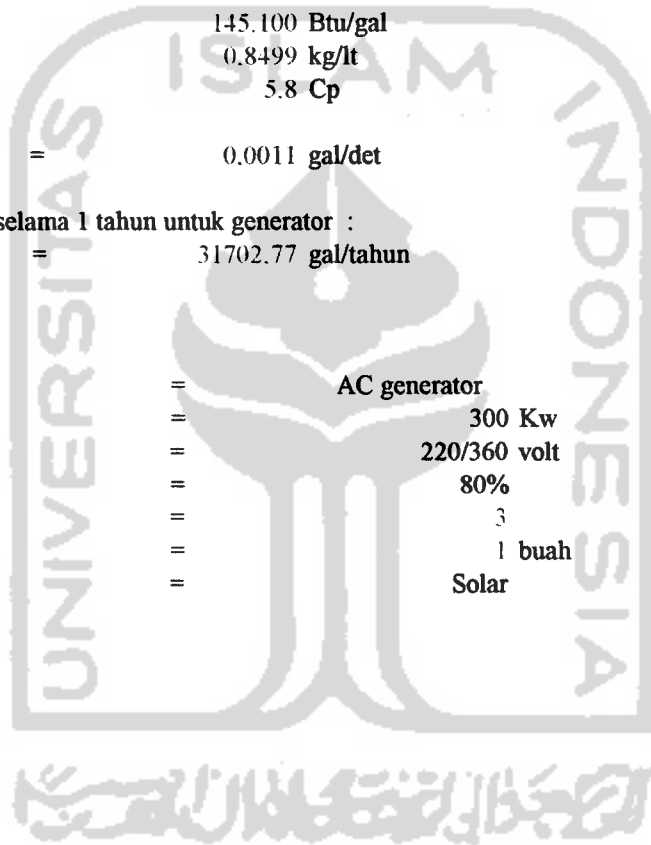
- Heating Value : 145.100 Btu/gal
- Density : 0.8499 kg/lit
- Viskositas : 5.8 Cp

Kebutuhan minyak diesel = 0.0011 gal/det

Kebutuhan minyak diesel selama 1 tahun untuk generator :
= 31702.77 gal/tahun

Spesifikasi Generator :

Tipe	=	AC generator
Kapasitas	=	300 Kw
Tegangan	=	220/360 volt
Effisiensi	=	80%
Phase	=	3
Jumlah	=	1 buah
Bahan bakar	=	Solar



POMPA - 06

: Mengalirkan umpan dari hasil atas menara distilasi 2 ke vaporizer
 : Centrifugal pump

Fungsi

Type

1. Komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	yi	ρ (kg/L)	yi. ρ (kg/L)
AB	122	1,2566	0,0103	0,0057	0,7893	0,0045
PAN	148	267,4543	1,8071	0,9943	1,0020	0,9963
Jumlah		268,7109	1,8174	1,0000		1,0008

$$\rho = 1,0008 \text{ kg/L} = 62,477562 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \sum \text{umpan} / \rho \text{ umpan}$$

$$= 0,0746 \text{ L/s} = 0,0026 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 0,0197 \text{ gall/s} = 1,182 \text{ gpm}$$

$$D_{opt} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$$

$$= 0,4611 \text{ in}$$

2. Dipilih pipa standar :

$$D_{nom} = 1 \text{ in}$$

$$OD = 1,312 \text{ in} = 0,1100 \text{ ft}$$

$$at = 0,864 \text{ in}^2 = 0,0060 \text{ ft}^2$$

$$Sch = 40$$

$$ID = 1,049 \text{ in} = 0,0874 \text{ ft}$$

(Kern, tabel.11)

a. Kecepatan aliran (V)

$$V = Q / at$$

$$= 0,4390 \text{ ft/s}$$

$$Re = \frac{\rho V ID}{\mu_{cairan}}$$

Komponen	yi	μ	yi. μ
AB	0,0057	0,2148	0,0012
PAN	0,9943	0,3462	0,3442
Jumlah	1,0000		0,3454

$$\mu_{cairan} = 0,3454 \text{ cP}$$

$$= 0,8359 \text{ lb/ft jam} = 0,0002 \text{ lb/ft s}$$

$$Re = 10325$$

Karena $Re > 2100$, maka aliran turbulen

Dari Brown, fig.126, didapat $\epsilon/D = 0,0007$ (commercial steel)

Dari Brown, fig.125, didapat $f = 0,0195$

3. No	Jenis	Jumlah	Le (ft)
1	pipa lurus	1	150,0000
2	elbow standar 90°	3	13,0000

3	gate valve	1	8,0000
	Panjang ekivalen (Le)		171,0000

Persamaan Bernoulli :
$$-W_s = \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F$$

kondisi titik 1 :

P1 = 2.5 atm = 5290,5425 lb/ft²

z1 = 1.0 m = 3,2808 ft

kondisi titik 2 :

P2 = 2.5 atm = 5290,5425 lb/ft²

z2 = 2.0 m = 6,5617 ft

v1=v2

a. static head = $\frac{\Delta z \cdot g}{gc}$ = 3,2808 ft

b. velocity head = $\frac{\Delta v^2}{2gc}$ = 0 ft

c. pressure head = $\frac{\Delta p}{\rho}$ = 0,0000 ft

d. friksi head (ΣF) = $\frac{f V^2 L_e}{2 gc ID}$ = 0,1141 ft

Head pompa (H) = (-Ws) = 3,3950 ft = 1,0348 m

η = efisiensi pompa = 45% (Peter, fig. 14-37, P.520)

BHP = $\frac{\rho \cdot Q \cdot H}{\eta}$

4. = 1,2415 lb/ft s = 0,0023 HP

η_M = efisiensi motor = 80% (Peter, fig. 14-38, P.521)

Power motor = BHP / η_M = 0,0028 HP

5. Digunakan motor standar dengan tenaga = 1,0 HP

Digunakan motor dengan kecepatan putar (n) = 1500 rpm

6. Specific head (Ns) = $\frac{n \cdot Q^{0.5}}{H^{0.75}}$ = 652,08227 rpm

I. FIXED CAPITAL INVESTMENT

1. Equipment Cost

a. Purchased Equipment Cost

Kurs 1 US \$ = Rp 10,000,00

1. ALAT BESAR

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga Satuan, \$	Harga Total, \$
Melter	ML	1	40930,36062	40930,36062
Vaporizer	VP	1	28315,64713	28315,6471
Separator 01	SP 01	1	4269,047076	4269,0471
Reaktor Fixed Bed	RF	1	3285365,854	3285365,8537
Separator 02	SP 02	1	4057,062176	4057,0622
Menara Distilasi 1	MD-01	1	70606,71464	70606,7146
Flaker	FL-01	1	40000	40000,0000
Menara Distilasi 2	MD-02	1	104431,256	104431,2560
Total		8		3577975,9413

2. ALAT KECIL

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga Satuan, \$	Harga Total, \$
Accumulator - 01	ACC-01	1	5068,9963	5068,9963
Accumulator - 02	ACC-02	1	1489,2009	1489,2009
Condensor -01	CD-01	1	36015,7313	36015,7313
Condensor -02	CD-02	1	36015,7313	36015,7313
Condensor -03	CD-03	1	8442,9636	8442,9636
Reboiler - 01	RB-01	1	97529,4519	97529,4519
Reboiler - 02	RB-02	1	83783,5709	83783,5709
Cooler - 01	CL - 01	1	25324,0158	25324,0158
Cooler - 02	CL - 02	1	29682,8270	29682,8270
Cooler - 03	CL - 03	1	35886,8580	35886,8580
Cooler - 04	CL - 04	1	35886,8580	35886,8580
Heater -01	HE - 01	1	47457,0691	47457,0691
Compressoore	CP-01	1	1000,0000	1000,0000
Screw Conveyor - 01	SC - 01	1	8817,9968	8817,9968
Belt conveyor	BE-02	1	8817,9968	8817,9968
Bucket Elevator - 01	BE - 01	1	5720,2007	5720,2007
Silo - 01	SL - 01	3	408562,7605	1225688,2816
Silo-02	SL-02	3	102917,1928	308751,5783
Expander valve - 01	EV - 01	3	190,2630	570,7890
Expander valve - 02	P - 01	2	1378,1923	2756,3846
Pompa - 01	P - 02	2	597,7798	1195,5596
Pompa - 02	P - 03	2	4416,6699	8833,3398
Pompa - 03	P - 04	2	1365,5412	2731,0825
Pompa - 04	P - 05	2	4082,6108	8165,2217
Pompa - 05	P - 06	2	434,4451	868,8903
Pompa - 06	P - 07	2	790,4261	1580,8522
Total		39		2028081,4476

BARGA ALAT UNTUK UTILITAS

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga Satuan, \$	Harga Total, \$
Flokulator	TF-01	1	23453,8849	23453,8849
Boiler - 01	BL-01	1	196316,2665	196316,2665
Clarifier	CL-01	1	130239,7310	130239,7310
Cooling Tower	CT-01	1	1355,8275	1355,8275
Deaerator	D-01	1	13410,4782	13410,4782
KE	KE-01	2	41297,7878	82595,5755
AE	AE-01	2	9988,0324	19976,0648
Tangki Condensat	TU-04	1	88978,1337	88978,1337
Tangki Ferro Sulfat	TU-02	1	17179,7499	17179,7499
Tangki Kaporit	TU-01	1	9914,0398	9914,0398
Tangki NaOH	TU-06	1	1723,3078	1723,3078
Tangki N ₂ H ₄	TU-09	1	2636,9961	2636,9961
Tangki NH ₄ PO ₄		1	4006,3839	4006,3839
Tangki H ₂ SO ₄		1	4006,3839	4006,3839
Tangki limfe		1	17179,7499	17179,7499
Tangki Umpam Boiler		1	87432,8853	87432,8853
Pompa Utilitas-01	TU-03	2	7778,5014	15557,0028
Pompa Utilitas-02	PU-01	2	7778,5014	15557,0028
Pompa Utilitas-03	PU-02	2	7778,5014	15557,0028
Pompa Utilitas-04	PU-03	2	7778,5014	15557,0028
Pompa Utilitas-05	PU-04	2	7778,5014	15557,0028
Pompa Utilitas-06	PU-05	2	6663,6558	13327,3116
Pompa Utilitas-07	PU-06	2	6663,6558	13327,3116
Pompa Utilitas-08	PU-07	2	2101,4994	4202,9989
Pompa Utilitas-09	PU-08	2	2101,4994	4202,9989
Bak pengendap	PU-09	2	2101,4994	4202,9989
Bak penampung air bersih		1	1579,1720	1579,1720
Bak penampung air kantor,rumah tangga		1	4737,5160	4737,5160
Bak penampung air pendingin		1	1081,4370	1081,4370
Bak Saringan Pasir		1	3278,9514	3278,9514
Generator		1	16000,0000	16000,0000
Total		41	20000,0000	20000,0000
				868574,1665

Total Purchased Equipment Cost Process =

Total Purchased Equipment Cost Utility =

b. Delivered Equipment Cost (DEC) = \$ 5.606.057,39

*Biaya pengapalan dan bea cukai diperkirakan 20% PEC

= \$ 1.121.211,48

*Biaya pembongkaran + penyimpanan + transportasi sampai ke lokasi pabrik diperkirakan 5% PEC

= \$ 280.302,87

*Harga alat sampai ke lokasi pabrik (Delivered Equipment Cost)

= \$ 5.606.057,39 + \$ 1.121.211,48

12

\$ 280.302,87

+

\$ 1.121.211,48

+

12

\$

\$ 5.606.057,39

=

\$ 1.121.211,48

=

\$ 280.302,87

=

\$ 5.606.057,39

\$

\$

= \$ 7.007.571,74

Keterangan :

1. Tiap pekerjaan menggunakan 5% tenaga kerja asing dan 95% tenaga kerja Indonesia
2. Upah buruh asing yang bekerja di Indonesia diperkirakan = \$ 30,00 /man hour
3. Upah buruh di Indonesia diperkirakan Rp10000-Rp20000 = Rp 30.000,00 /man hour
4. Ekvivalensi : 1 man hour asing = 3 man hour Indonesia

2. Biaya Pemasangan

Tabel 16, Aries and Newton, 1955

* Material	= 11% PEC			
* Buruh	= 32% PEC			
© Material	= 11% x	\$ 5.606.057,39	=	\$ 616.666,31
© Buruh Asing	= 32% x 5%	\$ 5.606.057,39	=	\$ 89.696,92
© Buruh Indonesia	= 32% x 95% x \$ 795.765,10 x (3/1) x (Rp20000/\$20)		Rp 5.112.724.338,61	
Biaya pemasangan total				
		\$ 616.666,31	+	\$ 89.696,92
		\$ 706.363,23	+	Rp 5.112.724.338,61

3. Biaya Pemipaan

Tabel 17, Aries and Newton, 1955

Untuk proses cair				
* Material	= 49 % PEC			
* Buruh	= 37 % PEC			
© Material	= 49% x	\$ 5.606.057,39	=	\$ 2.746.968,12
© Buruh Asing	= 37% x 5%	\$ 5.606.057,39	=	\$ 103.712,06
© Buruh Indonesia	= 37% x 95% x \$ 795.765,10 x (3/1) x (Rp20000/\$20)		Rp 5.911.587.516,52	
Biaya pemipaan total				
		\$ 2.746.968,12	+	\$ 103.712,06
		\$ 2.850.680,18	+	Rp 5.911.587.516,52

4. Biaya Instrumentasi

Tabel 19, Aries and Newton, 1955

* Material	= 12 % PEC			
* Buruh	= 3 % PEC			
© Material	= 12% x	\$ 5.606.057,39	=	\$ 672.726,89
© Buruh Asing	= 3% x 5%	\$ 5.606.057,39	=	\$ 8.409,09
© Buruh Indonesia	= 3%*95%*\$ 795.765,10 *(3/1)*(Rp20000/\$20)		Rp 479.317.906,74	
Biaya Instrumentasi total				
		\$ 672.726,89	+	\$ 8.409,09
		\$ 681.135,97	+	Rp 479.317.906,74

5. Biaya Isolasi

Total biaya isolasi antara 8-10% PEC, terdiri dari :

* Material	= 3% PEC			
* Buruh	= 5% PEC			
Material	= 3% x	\$ 5.606.057,39	=	\$ 168.181,72
Buruh Asing	= 5% x 5%	\$ 5.606.057,39	=	\$ 14.015,14
Buruh Indonesia	= 5%*95%*\$ 795.765,10 *(3/1)*(Rp20000/\$20)		Rp 798.863.177,91	
Biaya Isolasi total				
		\$ 168.181,72	+	\$ 14.015,14
		\$ 182.196,87	+	Rp 798.863.177,91

HARGA ALAT UNTUK UTILITAS

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga Satuan, \$	Harga Total, \$
Flokulator	TF-01	1	23453,8849	23453,8849
Boiler - 01	BLU-01	1	196316,2665	196316,2665
Clarifier	CL-01	1	150239,7310	150239,7310
Cooling Tower	CT-01	1	1355,8275	1355,8275
Deserator	D-01	1	13410,4782	13410,4782
KE	KE-01	2	41297,7878	82595,5755
AE	AE-01	2	9988,0324	19976,0648
Tangki Condensat	TU-04	1	88978,1337	88978,1337
Tangki Ferro Sulfat	TU-02	1	17179,7499	17179,7499
Tangki Kaporit	TU-01	1	9914,0398	9914,0398
Tangki NaOH	TU-05	1	1723,3078	1723,3078
Tangki N ₂ H ₄	TU-06	1	2636,9961	2636,9961
Tangki NH ₄ PO ₄	TU-09	1	4006,3839	4006,3839
Tangki H ₂ SO ₄	TU-03	1	4006,3839	4006,3839
Tangki lime	CU-01	1	17179,7499	17179,7499
Tangki Umpaan Boiler	BU-01	1	87432,8853	87432,8853
Pompa Utilitas-01	PU-01	2	7778,5014	15557,0028
Pompa Utilitas-02	PU-02	2	7778,5014	15557,0028
Pompa Utilitas-03	PU-03	2	7778,5014	15557,0028
Pompa Utilitas-04	PU-04	2	7778,5014	15557,0028
Pompa Utilitas-05	PU-05	2	6663,6558	13327,3116
Pompa Utilitas-06	PU-06	2	6663,6558	13327,3116
Pompa Utilitas-07	PU-07	2	2101,4994	4202,9989
Pompa Utilitas-08	PU-08	2	2101,4994	4202,9989
Pompa Utilitas-09	PU-09	2	2101,4994	4202,9989
Bak pengendap	BU-01	1	1579,1720	1579,1720
Bak penampung air bersih	BU-02	1	4737,5160	4737,5160
Bak penampung air kantor,rumah tangga	PU-12	1	1081,4370	1081,4370
Bak penampung air pendingin	PU-13	1	3278,9514	3278,9514
Bak Sarangan Pasir	PU-14	2	20000,0000	40000,0000
Generator		1	20000,0000	20000,0000
Total		43		892574,1665

© Harga alat-alat utilitas

= \$ 892.574,17

© Biaya pengaspalan dan bes cukai diperkirakan 20% PEC

= 0,2 x \$ 892.574,17

= \$ 178.514,83

© Biaya pembongkaran + penyimpanan + transportasi sampai ke lokasi pabrik diperkirakan 5% PEC

= 0,05 x \$ 892.574,17

= \$ 44.628,71

© Harga alat utilitas sampai ke lokasi pabrik (Delivered Equipment Cost)

= \$ 892.574,17

= \$ 1.115.717,71

+

\$ 178.514,83

\$

+

\$ 44.628,71

\$

\$ 892.574,17

\$ 1.115.717,71

\$ 44.628,71

© Gaji Operator/Bulan = 15 Orang/Shift
 Rp 1.500.000,00 / bulan
 = Rp. 1.500.000,00 x 4 Orang x 3 Shift =
 Rp 118.195.312,50 / bulan +
 = Rp 657.795.312,50 / bulan
 = Rp 657.795.312,50 x 12 Bulan
 = Rp 7.893.543.750,00

3. Pengawas
 Untuk simple operation, gaji pengawas diambil 10% biaya Labor
 = 0,1 x 789.354.375,00
 = Rp 78.935.437,50

4. Maintenance
 Diambil maintenance sebesar 10% dari Fixed Capital Investment.
 = 0,1 x 55.098.588,83
 = \$ 5.509.858,83
 = Rp 55.098.588.303

5. Plant Supplies
 Diambil plant supplies sebesar 1.5% dari maintenance cost.
 = 0,15 x 826.478,82
 = \$ 826.478,82
 = Rp 8.264.788.245,39

6. Royalty and Patents
 Besarnya antara 1 - 5% dari harga penjualan produk.
 = 0,01 x 9.700.000.287,12
 = Rp 970.000.028.712,00

Jumlah produk utama
 © Harga jual = 1262.6263 kg/jam
 = 9,7 /kg
 = 10000000,3 kg/Tahun
 © Harga jual setahun = 970.000.028.712,00 /Tahun
 Total Penjualan Produk = 970.000.028.712,00 /Tahun
 7. Utilitas

Tabel E.5 Kebutuhan Dalam Utilitas

No	Bahan Baku	Kebutuhan, kg/Jam	Harga, Rp	Harga Beli, Rp/Tahun
1	NaCl	0,1645 kg/jam	Rp 5.000,00 /kg	Rp 6.514.200,00
2	Kaporit	0,1645 kg/jam	Rp 1.150,00 /kg	Rp 1.498.266,00
3	NaOH	0,1932 kg/jam	Rp 15.000,00 /kg	Rp 22.952.160,00
4	H2SO4	0,1060 kg/jam	Rp 16.000,00 /kg	Rp 13.432.769,12
5	N ₂ H ₄	0,0186 kg/jam	Rp 40.000,00 /kg	Rp 5.892.480,00
6	Bahan bakar	1295,57994 lt/jam	Rp 5.000,00 /lt	Rp 51.304.965.643,01
7	Hitrec	3853,881872 kg/jam	Rp 10.000,00 /kg	Rp 99.834.809.881,99
8	Kapur	0,99 kg/jam	Rp 200,00 /kg	Rp 1.568.160,00
9	NaH2PO4	0,0357 kg/jam	Rp 15.000,00 /kg	Rp 6.617.160,00
10	Listrik	1200 KWH	Rp 1.500,00 /KWH	Rp 14.256.000.000,00
Total				Rp 165.454.250.720

Tabel E.6 Direct Manufacturing Cost

No	Jenis	Rp
1	Bahan Baku	Rp 72.922.200.912,00
2	Labor	Rp 7.893.543.750
3	Pengawas	Rp 789.354.375
4	Maintenance	Rp 55.098.588.303
5	Plant Supplies	Rp 8.264.788.245
6	Royalty and Patents	Rp 9.700.000.287
7	Utilitas	Rp 165.454.250.720
Total DMC		Rp 320.122.726.592

b. Indirect Manufacturing Cost

1. Payroll Overhead

Ditetapkan biaya yang dikeluarkan antara 15 - 20% dari biaya Labor.

$$= 0,15 \times 789.354.375,00 \text{ Rp} = 789.354.375,00$$

2. Laboratory

Biaya yang dibutuhkan untuk keperluan quality control produk, besarnya antara 10 - 20% dari biaya Labor.

$$= 0,10 \times 789.354.375,00 \text{ Rp} = 789.354.375,00$$

3. Plant Overhead

Biaya yang dikeluarkan untuk pemeliharaan fasilitas medis dan rekreasi, bengkel, dab. Besarnya 50 - 100% biaya Labor.

$$= 0,5 \times 3.946.771.875,00 \text{ Rp} = 7.893.543.750,00$$

4. Packaging & Shipping

Biaya packaging & shipping yaitu 15% dari harga jual.

$$= 0,13 \times 970.000.028.712,00 \text{ Rp} = 970.000.028.712,00$$

Tabel E.7 Indirect Manufacturing Cost

No	Jenis	Rp
1	Payroll Overhead	Rp 789.354.375,00
2	Laboratory	Rp 789.354.375,00
3	Plant Overhead	Rp 3.946.771.875,00
4	Packaging & Shipping	Rp 126.100.003.752,56
Total IMC		Rp 131.625.484.357,56

c. Fixed Manufacturing Cost

1. Depresiasi

Biaya total depresiasi per tahun adalah sebesar 8 - 10% Fixed Capital Investment.

$$= 0,1 \times 55.098.588,30 \text{ \$} = 9.917.745,89$$

$$= 99.177.458.944,70 \text{ Rp}$$

2. Property Taxes

Ditetapkan total antara 1 - 2% dari Fixed Capital Investment.

$$= 0,02 \times 1.101.971,77 \text{ \$} = 1.101.971,77$$

$$= 11.019.717.660,52 \text{ Rp}$$

3. Asuransi

Ditetapkan total sebesar 2% dari Fixed Capital Investment.

$$= 0,02 \times \$ 55.098.588,30$$

$$= \$ 1.101.971,77$$

$$= Rp 11.019.717.660,52$$

Tabel E.8 Fixed Manufacturing Cost

No	Jenis	Rp	Rp
1	Depresiasi	Rp	99.177.458.944,70
2	Property Taxes	Rp	11.019.717.660,52
3	Asuransi	Rp	11.019.717.660,52
Total FMC		Rp	121.216.894.265,74

TOTAL MANUFACTURING COST

Tabel E.7 Total Manufacturing Cost

No	Jenis	Rp	Rp
1	Direct Manufacturing Cost	Rp	320.122.726.592,24
2	Indirect Manufacturing Cost	Rp	131.625.484.357,56
3	Fixed Manufacturing Cost	Rp	121.216.894.265,74
Total MC		Rp	572.965.105.215,54

WORKING CAPITAL

Terdiri dari :

1. Raw material inventory

Raw material inventory = 1 bulan biaya dari raw material

$$= Rp 72.922.200.912,00 \text{ per tahun } \times (1 \text{ th}/300 \text{ hari}) \times (30 \text{ hr}/1 \text{ bln})$$

$$= Rp 6.076.850.076,00$$

2. In process inventory

In process inventory = 1 hr biaya manufacturing cost

$$= Rp 572.965.105.215,54 \text{ per tahun } \times (1 \text{ th}/300 \text{ hari})$$

$$= Rp 47.747.092.101,30$$

3. Product inventory

Product inventory = 1 bln biaya manufacturing cost

$$= Rp 572.965.105.215,54 \text{ per tahun } \times (1 \text{ th}/300 \text{ hari}) \times (30 \text{ hr}/1 \text{ bln})$$

$$= Rp 47.747.092.101,30$$

4. Extended credit

Extended credit = 1 bln biaya manufacturing cost

$$= Rp 572.965.105.215,54 \text{ per tahun } \times (1 \text{ th}/300 \text{ hari}) \times (30 \text{ hr}/1 \text{ bln})$$

$$= Rp 47.747.092.101,30$$

5. Available cash

Available cash = 1 bln biaya manufacturing cost

$$= Rp 572.965.105.215,54 \text{ per tahun } \times (1 \text{ th}/300 \text{ hari}) \times (30 \text{ hr}/1 \text{ bln})$$

$$= Rp 47.747.092.101,30$$

TOTAL WORKING CAPITAL

Tabel E.8 Total Working Capital

No	Jenis	Rp
1	Raw material inventory	Rp 6.076.850.076,00
2	In process inventory	Rp 47.747.092.101,30
3	Product inventory	Rp 47.747.092.101,30
4	Extended credit	Rp 47.747.092.101,30
5	Available cost	Rp 47.747.092.101,30
Total WC		Rp 197.065.218.481,18

III. GENERAL EXPENSE

1. Administrasi

© Pengeluaran untuk gaji manajer dan stafnya, legal fees and auditing antara 2 - 3% dari sales price atau 3 - 6% dari manufacturing cost.

$$= 0,03 \times 17.188.953.156,47$$

$$= \text{Rp } 970.000.028.712,00$$

2. Sales

© Biaya untuk iklan dan promosi sebesar antara 10% dari harga penjualan.

$$= 0,1 \times 970.000.028.712,00$$

$$= \text{Rp } 970.000.028.712,00$$

3. Research

© Biaya untuk research and development sebesar antara 2 - 4% dari sales price atau 3,5 - 8% dari manufacturing cost.

$$= 0,02 \times 19.400.000.574,24$$

$$= \text{Rp } 970.000.028.712,00$$

4. Finance

© Biaya untuk membayar bunga pinjaman bank atau deviden bagi para pemegang saham antara 2 - 4% dari Fixed Capital Investment.

$$= 0,02 \times 1.652.957,65$$

$$= \$ 55.098.588,30$$

Tabel E.9 General Expenses

No	Jenis	Rp
1	Administrasi	Rp 17.188.953.156,47
2	Sales	Rp 970.000.028.871,20
3	Research	Rp 19.400.000.574,24
4	Finance	Rp 16.529.576.490,78
Total GE		Rp 150.118.533.092,69

TOTAL PRODUCTION COST (TPC)

$$\text{Manufacturing Cost (MC)} = \text{Rp } 572.965.105.215,54$$

$$\text{General Expense (GE)} = \text{Rp } 150.118.533.092,69$$

$$\text{TPC} = \text{Rp } 723.083.638.308,23$$

ANALISA KEUNTUNGAN

(dinyatakan dalam rupiah)

Total Penjualan produk	=	Rp	970.000.028.712,00
		Rp	970.000.028.712,00
Total Penjualan			
Manufacturing Cost	=	Rp	572.965.105.215,54
General Expense	=	Rp	150.118.533.092,69
		Rp	723.083.638.308,23
Total Cost			

Keuntungan sebelum pajak = Rp 723.083.638.308,2

Pajak keuntungan (50 - 52%)	=	Rp	246.916.390.403,77
Keuntungan setelah pajak	=	Rp	123.458.195.201,88
		Rp	123.458.195.201,88

KELAYAKAN EKONOMI

I. Return Of Investement (ROI)

1. ROI sebelum pajak = (Keuntungan sebelum pajak/Fixed Capital) x 100%
 = (Rp 246.916.390.403,77 / Rp 550.985.883.026,10) x 100%
 = 44,81%

2. ROI setelah pajak = (Keuntungan setelah pajak/Fixed Capital) x 100%
 = (Rp 123.458.195.201,88 / Rp 550.985.883.026,10) x 100%
 = 22,41%

batasan % ROI sebelum pajak untuk industrial chemical high risk, min. 44% (Arieed&Newton,1955)

maka pabrik Asam Benzoat ada dalam kategori high risk/ beresiko tinggi

II. Pay Out Time (POT)

1. POT sebelum pajak = (Fixed Capital)/(Keuntungan sebelum pajak + (0,1 x FCI))

$$= \left(\frac{\text{Rp } 550.985.883.026,10}{1,82 \text{ Tahun}} \right) / \left(\frac{\text{Rp } 246.916.390.404}{0,1} \right) + (0,1 \times \text{Rp } 550.985.883.026,10)$$

2. POT setelah pajak = (Fixed Capital)/(Keuntungan setelah pajak + (0,1 x FCI))

$$= \left(\frac{\text{Rp } 550.985.883.026,10}{2,91 \text{ Tahun}} \right) / \left(\frac{\text{Rp } 123.458.195.202}{0,1} \right) + (0,1 \times \text{Rp } 550.985.883.026,10)$$

Batasan POT sebelum pajak yang dapat diterima untuk industri kimia, low risk, max. 2 thn (Arieed&Newton,1955)

POT yang didapat bernilai < 2, maka pabrik Asam Benzoat dalam pra rancangan ini termasuk beresiko tinggi

III. Break Event Point (BEP)

a. Fixed Expense (Fa)

- Depresiasi	=	Rp	99.177.458.944,70
- Property taxes	=	Rp	11.019.717.660,52
- Asuransi	=	Rp	11.019.717.660,52
		Rp	121.216.894.265,74
Total			

b. Variabel Expense (Va)

- Bahan baku	=	Rp	72.922.200.912,00
- Packaging & Shipping	=	Rp	126.100.003.732,56
- Utilitas	=	Rp	165.454.250.720,12
- Royalty and patent	=	Rp	9.700.000.287,12
		Rp	374.176.455.651,80
Total			

* titik sebelah kiri

Fa = Rp 121.216.894.265,74
Fa + 0,3Ra = Rp 189.523.980.782,95

* titik sebelah kanan

Fa = Rp 121.216.894.265,74
Fa + Va = Rp 495.393.349.917,54
Fa + Va + Ra = Rp 723.083.638.308,23
Sa = Rp 970.000.028.712,00
Sa + Fa = Rp 1.091.216.922.977,74

