



TUGAS AKHIR TK 145501

PABRIK BENZENE DARI HIGHER AROMATIC (TOLUENE) DENGAN PROSES HYDRODEALKILASI

Putri Augustya Rossi Maulita
NRP. 2312030 028

Ferry Ida Nur Aini
NRP. 2312030 034

Dosen Pembimbing
Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, MT

**PROGRAM STUDI DIII TEKNIK KIMIA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2015**



FINAL PROJECT TK 145501

BENZENE PLANT FROM HIGHER AROMATIC (TOLUENE) WITH HYDRODEALKYLATION PROCESS

Putri Augustya Rossi Maulita
NRP. 2312030 028

Ferry Ida Nur Aini
NRP. 2312030 034

Lecturer
Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, MT

DEPARTMENT DIPLOMA OF CHEMICAL ENGINEERING
Faculty of Industrial Technology
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya 2015

**LEMBAR PENGESAHAN
LAPORAN TUGAS AKHIR DENGAN JUDUL :
PABRIK BENZENE DARI HIGHER
AROMATIC (TOLUENE) DENGAN
PROSES HYDRODEALKILASI**

Telah diperiksa dan disetujui oleh :

Dosen Pembimbing



Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, MT.
NIP. 19580703 198502 2 001

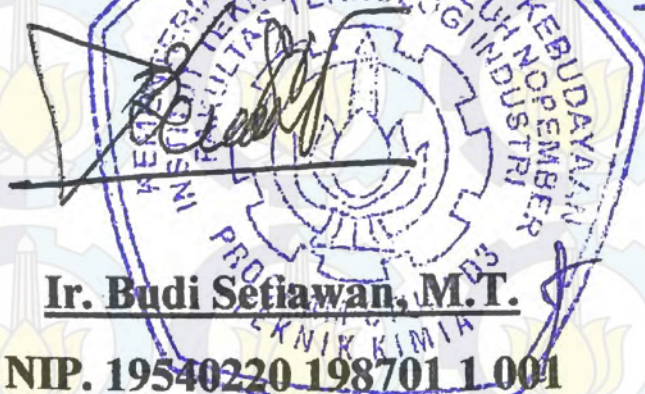
Mengetahui,

Ketua Program Studi

D III Teknik Kimia FTI-ITS

Koordinator Tugas Akhir

D III Teknik Kimia FTI-ITS



Ir. Budi Setiawan, M.T.
NIP. 19540220 198701 1 001



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

NIP. 2300201308002

LEMBAR PERSETUJUAN PERBAIKAN TUGAS AKHIR

Telah diperiksa dan disetujui sesuai dengan hasil ujian tugas akhir pada tanggal 15 Juni 2015, untuk tugas akhir dengan judul “**Pabrik Benzene dari Higher Aromatic (Toluene) dengan Proses Hydrodealkilasi**”, yang disusun oleh :

Putri Augustya R.M
Ferry Ida Nur Aini

(2312 030 028)
(2312 030 034)

Mengetahui/menyetujui
Dosen Penguji



Prof. Dr. Ir. Soeprijanto, M.Sc.
NIP. 19580708 198701 1 001



Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng.
NIP. 19630805 198903 2 002

Mengetahui,

Koordinator Tugas Akhir

Dosen Pembimbing



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



Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, MT.
NIP. 19580703 198502 2 001

PABRIK BENZENE DARI HIGHER AROMATIC (TOLUENE) DENGAN PROSES HYDRODEALKILASI

Nama Mahasiswa : Putri Augustya RM (2312 030 028)
Nama Mahasiswa : Ferry Ida Nur Aini (2312 030 034)
Jurusan : D3 Teknik Kimia FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, MT

ABSTRAK

Benzene dengan rumus kimia C_6H_6 merupakan senyawa yang volatile, tidak berwarna dan mudah terbakar. Umumnya benzene banyak digunakan sebagai bahan baku dalam sintesis dari styrene, phenol, cyclohexane, aniline, alkylbenzene, chlorobenzene dan produk lain yang digunakan dalam proses produksi obat, insektisida dan plastic. Pabrik Benzene ini mempunyai kapasitas sebesar 70000 ton/tahun. Lokasi pendirian pabrik direncanakan di Cilegon, Banten. Pabrik menggunakan bahan baku Toluene dan Hydrogen. Bahan baku yang digunakan yaitu Toluene sebesar 25071.97 kg/jam dan hydrogen sebesar 136.2607 kg/hari. Proses produksi benzene dilakukan dengan proses Hydrodealkilasi, dimana feed berupa toluene direaksikan dengan hydrogen dalam sebuah reactor, di reactor ini terjadi reaksi hydrodealkilasi, reactor beroperasi pada temperature $600^{\circ}C$ dengan tekanan 25.5 bar. Hasil keluaran dari reactor akan masuk ke separator kemudian masuk ke kolom fraksinasi untuk memisahkan benzene dengan hasil samping dari reaksi yang terjadi yaitu methane, sisa toluene yang tidak terkonversi dan xylene yang nantinya akan ditampung dalam storage tank. Kebutuhan utilitas pada pabrik benzene meliputi air pendingin sebesar 14324,30099 kg/hari, air umpan boiler sebesar 9152,9867 kg/hari, air sanitasi sebesar 36480 kg/hari, dan air kebutuhan tambahan sebesar 411,58587006 2 kg/hari. Produk utama yang dihasilkan yaitu benze dengan kemurnian 99,96%.

BENZENE PLANT FROM HIGHER AROMATIC (TOLUENE) WITH HYDRODEALKYLATION PROCESS

Name : Putri Augustya RM (2312 030 028)
Name : Ferry Ida Nur Aini (2312 030 034)
Departement : D3 Teknik Kimia FTI-ITS
Lecturer : Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, MT

ABSTRACT

Benzene (C₆H₆) is a volatile compound, colorless and highly flammable. Generally, benzene is being used as a raw material in the synthesis of styrene, phenol, cyclohexane, aniline, alkyl benzene, chlorobenzene and can be used in the production of drugs, insecticides and plastic. Benzene can also be used as a solvent in the extraction. Benzene factory has a capacity of 70000 tons / year. Location of the factory is in Cilegon, Banten. The plant uses raw materials are Toluene and Hydrogen. The raw material used is Toluene for about 25071.97 kg / hr and hydrogen for about 136.2607 kg / day. The production process is done by a Hydrodealkylation process, which toluene is reacted with hydrogen in a reactor, in this reactor occur the hydrodealkylation reaction. Before entering the reactor, feed to be heated using feed pre-heater and then feed enter to the reactor, the reactor operates at temperatures of 600⁰C with a pressure of 25.5 bar. The output of the reactor will enter into separator and then into the benzene column to separate benzene with the byproducts of the reaction are methane, unconverted toluene and xylene that will be accommodated in a storage tank. The utility needs of plants are 14324,30099 kg/day of cooling water, 9152,9867 kg/day of boiler feedwater, 36480 kg/day of sanitation water, and 411,58587006 2 kg/day of water process. The main products are benzene with 99.96% purity. Byproducts are methane, and xylene.

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Allah SWT atas berkat dan rahmat – Nya, sehingga kami dapat menyelesaikan laporan tugas akhir dengan judul :

”PABRIK BENZENE DARI HIGHER AROMATIC (TOLUENE) DENGAN PROSES HYDRODEALKILASI”

Laporan tugas akhir ini merupakan tahap akhir dari penyusunan tugas akhir yang merupakan salah satu syarat untuk memperoleh gelar Ahli Madya (Amd) di Program Studi D3 Teknik Kimia FTI – ITS. Pada kesempatan kali ini atas segala bantuannya dalam pengerjaan laporan tugas akhir ini, kami mengucapkan terimakasih kepada :

1. Bapak Ir. Budi Setiawan, MT selaku Ketua Program Studi D3 Teknik Kimia FTI – ITS.
2. Bapak Imam Syafril, MT selaku Ka Sie Tugas Akhir Program Studi D3 Teknik Kimia FTI – ITS.
3. Ibu Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, MT selaku dosen pembimbing yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan selama penyusunan rancangan tugas akhir ini.
4. Ibu Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng selaku dosen penguji tugas akhir D-III Teknik Kimia FTI-ITS
5. Bapak Prof.Dr.Ir. Soeprijanto Msd selaku dosen penguji tugas akhir D-III Teknik Kimia FTI-ITS
6. Seluruh dosen dan karyawan Program Studi D3 Teknik Kimia FTI – ITS.
7. Kedua orang tua kami dan orang terdekat yang selalu mendukung dan memberikan baik moril maupun materil yang tak ternilai harganya
8. Rekan – rekan seperjuangan angkatan 2012 atas kerjasamanya selama menuntut ilmu di D-III Teknik Kimia FTI-ITS

Penyusun berharap semoga laporan tugas akhir ini dapat memberikan manfaat bagi kita semua dan kami menyadari bahwa laporan tugas akhir ini masih jauh dari sempurna, oleh karena itu kritik dan saran yang membangun sangat kami harapkan.

Surabaya, 10 Juni 2015

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	
LEMBAR PENGESAHAN	
LEMBAR PERSETUJUAN	
ABSTRAK	i
ABSTRACT	ii
KATA PENGANTAR	iii
DAFTAR ISI	v
DAFTAR GAMBAR	vii
DAFTAR TABEL	viii
BAB I PENDAHULUAN	I-1
I.1 Latar Belakang	I-1
I.2 Dasar Teori	I-5
I.3 Kegunaan	I-7
I.4 Sifat Fisika dan Kimia	I-8
I.4.1 Bahan Baku Utama	I-8
I.4.2 Produk	I-10
I.4.2.1 Produk Utama	I-10
I.4.2.2 Produk Samping	I-11
BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES	II-1
II.1 Macam Proses	II-1
II.1.1 Proses Catalytic Reforming	II-1
II.1.2 Proses Hydrodealkylasi	II-2
II.1.3 Proses Tatoray	II-4
II.2 Seleksi Proses	II-5
II.3 Uraian Proses Terpilih	II-7
BAB III NERACA MASSA	III-1
BAB IV NERACA PANAS	IV-1
BAB V SPESIFIKASI ALAT	V-1
BAB VI UTILITAS	
VI.1 AIR	VI-1
VI.2 STEAM	VI-8
VI.3 LISTRIK	VI-9
VI.5 PERHITUNGAN KEBUTUHAN AIR	VI-11

BAB VII KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA	
VII.1 Usaha-usaha Keselamatan Kerja	VII-1
VII.2 Yang harus diperhatikan dalam Keselamatan dan kesehatan kerja	VII-3
VII.3 Alat-alat pelindung diri	VII-5
VII.4 Macam-macam keselamatan dan Kesehatan kerja	VII-6
BAB VIII INSTRUMENTASI	VIII-1
BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA	IX-1
BAB X KESIMPULAN	X-1
DAFTAR NOTASI	ix
DAFTAR PUSTAKA	xi
LAMPIRAN :	
APPENDIKS A NERACA MASSA	A-1
APPENDIKS B NERACA PANAS	B-1
APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT	C-1
Flowsheet Pabrik <i>Benzene</i>	
Flowsheet Utilitas Pabrik <i>Benzene</i>	

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1	Perhitungan dengan metode <i>Least Square</i> .	I-3
Tabel 2.1	Seleksi Proses	II-6
Tabel 3.1	Neraca Massa Reaktor	III-1
Tabel 3.2	Neraca Massa Separator 1	III-2
Tabel 3.3	Neraca Massa Separator 2	III-3
Tabel 3.4	Neraca Massa Benzene Collum	III-4
Tabel 3.5	Neraca Massa Accumulator	III-5
Tabel 4.1	Neraca Panas pada Feed Preheater (E-113) .	IV-1
Tabel 4.2	Neraca Panas pada Combine feed exchanger (E-114).....	IV-2
Tabel 4.3	Neraca Panas pada Reaktor (R-110)	IV-3
Tabel 4.4	Neraca Panas pada Benzene Preheater (E-311)	IV-4
Tabel 4.5	Neraca Panas pada Feed Separator Cooling 1 (E-211)	IV-4
Tabel 4.6	Neraca Panas pada Feed Separator Cooling 2 (E-212)	IV-5
Tabel 4.7	Neraca Panas pada Diatilasi (T-310).....	IV-6
Tabel 4.8	Neraca Panas pada Kondenser (E-312)	IV-7
Tabel 4.9	Neraca Panas pada Product Cooler (E-315) .	IV-7
Tabel 4.10	Neraca Panas pada Reboiler (E-316).....	IV-7
Tabel 4.11	Neraca Panas pada Kompresor (G-213)	IV-8
Tabel 4.12	Neraca Panas pada Xylene Cooler (E-317) .	IV-9
Tabel 6.1	Parameter Fisika.....	VI-4
Tabel 6.2	Parameter Kimia	VI-4
Tabel 6.3	Kebutuhan Steam sebagai media pemanas ..	VI-6
Tabel 6.4	Kebutuhan air sebagai media pendingin.....	VI-8
Tabel 8.3	Instrumentasi dalam Pabrik Benzene	VIII-5

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Lokasi Pabrik	I-5
Gambar 1.2 Reaksi Hidrogenasi.....	I-9
Gambar 1.3 Reaksi Oksidasi Toluene	I-10
Gambar 1.4 Reaksi Halogenasi	I-11
Gambar 1.5 Reaksi Nitrase	I-11
Gambar 1.6 Reaksi Alkilasi	I-11
Gambar 1.7 Reaksi Sulfonasi.....	I-12
Gambar 2.1 Blok diagram <i>Catalytic Reforming</i>	II-2
Gambar 2.2 Blok diagram <i>Hydrodealkilasi</i>	II-4
Gambar 2.3 Blok diagram <i>Tatory</i>	II-5
Gambar 2.4 Flowsheet Hydrodealkilasi.....	II-11

DAFTAR NOTASI

No	Notasi	Keterangan	Satuan
1	M	massa	kg
2	N	mol	mol
3	BM	Berat molekul	g/kmol
4	T	Suhu	°C/°F
5	cp	Heat Capacity	kcal/kg°C
6	ΔH_f	Enthalpy pembentukan	kcal/kmol
7	ΔH_f	Enthalpy product	kcal
8	H	Enthalpy	kcal
9	Hv	Enthalpy vapor	kcal/kg
10	HI	Enthalpy liquid	kcal/kg
11	Ms	Massa Steam	kg
12	Q	Panas	kcal
13	ρ	Densitas	gr/cm ³
14	η	Efisiensi	%
15	μ	Viscositas	Cp
16	D	Diameter	In
17	H	Tinggi	In
18	P	Tekanan	atm/psia
19	R	Jari-jari	In
20	Ts	Tebal tangki	In
21	C	Faktor Korosi	-
22	E	Efisiensi samungan	-
23	Th	Tebal tutup atas	In
24	ΣF	Total friksi	-
25	Hc	Sudden contraction	ft.lbf/lbm
26	Ff	Friction loss	ft.lbf/lbm
27	h _{ex}	Sudden expansion	ft.lbf/lbm
28	gc	Gravitasi	Lbm.ft/lbf.s ²
29	A	Luas perpindahan panas	ft ²
30	a	Area aliran	ft ²
31	B	Baffle spacing	in

32	f	Faktor friksi	ft^2/in^2
33	G	Massa velocity	$\text{Lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2)$
34	h_{ex}	Sudden expansion	$\text{ft.lbf}/\text{lbfm}$
35	gc	Gravitasi	$\text{Lbm.ft}/\text{lbf.s}^2$
27	A	Luas perpindahan panas	ft^2
28	a	Area aliran	ft^2
29	B	Baffle spacing	in
30	F	Faktor friksi	ft^2/in^2
31	G	Massa velocity	$\text{Lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2)$
32	k	Thermal conductivity	$\text{Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}/\text{ft})$

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Salah satu industri manufaktur strategis yang memiliki peran penting dalam struktur industri nasional adalah industri petrokimia. Struktur industri petrokimia yang kuat akan memberikan landasan kokoh bagi tumbuh dan berkembangnya industri lain baik yang merupakan turunan langsung ataupun tidak langsung dari industri tersebut. Kuatnya struktur industri petrokimia terutama di sisi hulu berdampak positif sebagai penghasil bahan baku yang dapat memberikan kontribusi terhadap pendapatan devisa negara, namun akan memperkuat dasar dan mendukung percepatan pertumbuhan industri turunan/hilirnya. Penguatan struktur industri petrokimia melalui pengisian kekosongan pada pohon industry diharapkan mampu mengisi peluang perluasan dan pengembangan industri hilir yang berimplikasi pada penguatan struktur industri, pertumbuhan kesempatan berusaha, pertumbuhan tenaga kerja, serta alternatif penambahan devisa negara. Indonesia adalah salah satu dari sedikit negara dengan keanekaragaman sumber daya alam yang melimpah sebagai bahan baku utama industri petrokimia berupa minyak bumi, gas alam, batubara dan biomassa. Ketersediaan bahan baku tersebut dapat mendorong perkembangan industry petrokimia yang merupakan penopang industri nasional dalam upaya pemenuhan kebutuhan manusia terhadap pangan, sandang, papan dan energi. Salah satunya dengan pembangunan pabrik benzene.

I.1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Memasuki era perdagangan bebas, Indonesia dituntut untuk mampu bersaing dengan negara lain dalam bidang industri. Perkembangan industri di Indonesia sangat berpengaruh pada ketahanan ekonomi Indonesia yang akan menghadapi banyak persaingan di pasar bebas nanti. Sektor industri kimia banyak memegang peranan dalam memajukan perindustrian di Indonesia. Inovasi proses produksi maupun pembangunan pabrik baru yang



berorientasi pada pengurangan ketergantungan kita pada produk impor maupun untuk menambah devisa negara sangat diperlukan, salah satunya dengan pembangunan pabrik benzene. Benzene merupakan salah satu produk petrokimia yang berbentuk cincin tunggal dan merupakan senyawa aromatis dengan rumus molekul C_6H_6 . Senyawa ini berupa cairan jernih yang bersifat *volatile*, mudah terbakar, dan beracun.

Benzene mempunyai fungsi yang sangat penting dalam menunjang pembangunan sektor industri. Dalam industri, benzene banyak digunakan sebagai bahan pelarut dalam ekstraksi maupun distilasi. Selain itu benzene juga digunakan sebagai bahan baku dalam pembuatan senyawa kimia organik lain (*intermediet*) dari produk-produk komersial, antara lain : *styrene, phenol, cyclohexane, aniline, alkylbenzene* dan *chlorobenzene* (Mc. Ketta, 1977).

Hingga saat ini sebagian benzene masih diimpor dari luar negeri. Dengan didirikannya Pabrik benzene di Indonesia, kemungkinan impor dapat dikurangi. Bahkan apabila produksi sudah melebihi kebutuhan dalam negeri benzene dapat menjadi produk ekspor. Bahan baku pembuatan benzene adalah toluene dan gas Hidrogen. Untuk bahan baku toluene dapat dipenuhi oleh PT. Pertamina RU IV, sedangkan untuk gas Hidrogen dapat dipenuhi oleh PT. *Air Liquide* Indonesia.

Selain pertimbangan tersebut, pendirian pabrik ini juga didasarkan pada hal-hal sebagai berikut :

1. Menciptakan lapangan kerja baru, yang berarti dapat mengurangi jumlah pengangguran.
2. Memacu pertumbuhan industri-industri baru yang menggunakan bahan baku benzene.
3. Mengurangi ketergantungan impor dari negara asing.
4. Meningkatkan pendapatan negara dari sektor industri, serta menghemat devisa negara.
5. Meningkatkan kualitas sumber daya manusia Indonesia lewat ahli teknologi.



BAB I Pendahuluan

Dari berbagai pertimbangan di atas dapat disimpulkan bahwa sangat diperlukan pendirian pabrik *benzene* di Indonesia.

I.1.2 Kapasitas Pabrik

Ada beberapa hal yang perlu di pertimbangkan dalam penentuan kapasitas pabrik, yaitu :

1. Kebutuhan benzene di Indonesia

Kebutuhan benzene di Indonesia setiap tahun mengalami peningkatan. Berdasarkan data Kementerian Perindustrian Indonesia, perkembangan jumlah impor benzene sejak tahun 2007 dapat dilihat pada tabel 1.1

Tabel 1.1 Data Import Benzene

Tahun	Import (Ton)
2007	110317,8
2008	156006,3
2009	102772,2
2010	142115,7
2011	165679,8

(Sumber : Kementerian Perindustrian Indonesia)

Tabel 1.2 Perhitungan dengan Metode *Least Square*

No	Tahun (X)	Kapasitas (Y)	XY	X ²
1	2007	110317,8	221407824,6	4028049
2	2008	156006,3	313260650,4	4032064
3	2009	102772,2	206469349,8	4036081
4	2010	142115,7	285652557	4040100
5	2011	165679,8	333182077,8	4044121
Jumlah		676891,8	1359972460	20180415

$$\Sigma y = n.c + m. \Sigma x$$

$$676.891,8 = 5 c + 10.045 \dots\dots\dots(1)$$

$$\Sigma xy = \Sigma x.c + m. \Sigma x^2$$

$$1.359.972.460 = 10045 c + 20.180.415 m \dots\dots\dots(2)$$

Dari persamaan diatas, didapatkan harga $m = 9683,38$ dan $c = -19.318.532,1$ sehingga dihitung dengan persamaan :



$$Y = 9.683,38 x + (-19.318.532,1)$$

Dimana x merupakan tahun pendirian pabrik, sehingga dapat diperkirakan jumlah kebutuhan Benzene pada tahun 2019 sebesar :

$$Y = m.x + c$$

$$Y = 9.683,38 (2019) + (-19.318.532,1)$$

$$Y = 232.212,16$$

2. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku *benzene* adalah *toluene* dan gas hidrogen. *Toluene* diperoleh dari PT. Pertamina RU IV, Cilacap. Sedangkan gas hidrogen diperoleh dari PT. *AirLiquide*, Cilegon, sehingga ketersediaan bahan baku tidak menjadi masalah, karena cukup tersedia. Untuk memproduksi *benzene* harus diperhitungkan juga kapasitas produksi yang menguntungkan. Untuk kebutuhan *benzene* di dalam negeri adalah sebesar 232.212,16 ton/tahun. Dari kebutuhan itu kami akan memenuhi kebutuhan benzene di dalam negeri sebesar 30% yaitu

$$30\% \times (232.212,16) = 69.663,648 \text{ ton/tahun}$$

Maka dapat disimpulkan bahwa kapasitas pabrik benzene sebesar 70.000 ton/tahun, sehingga di harapkan dapat :

1. Memenuhi kebutuhan benzene dalam negeri.
2. Dapat merangsang berdirinya industri-industri lainnya yang menggunakan bahan baku benzene.

I.1.3 Pemilihan Lokasi Pabrik

Letak geografis suatu pabrik memiliki pengaruh yang sangat penting terhadap keberhasilan dari pabrik tersebut. Beberapa faktor yang dapat menjadi acuan dalam penentuan pemilihan lokasi pabrik antara lain, ketersediaan bahan baku, transportasi dan utilitas. Dari kedua pertimbangan tersebut maka pabrik benzene ini akan didirikan di Cilegon, Banten dengan pertimbangan sebagai berikut:



BAB I Pendahuluan

1. Penyediaan bahan baku
Toluene sebagai bahan baku pembuatan benzene diperoleh dari PT. Pertamina RU IV, Cilacap. Sedangkan gas hidrogen akan diperoleh dari PT. Air Liquid, Cilegon. Orientasi pemilihan ditekankan pada jarak lokasi sumber bahan baku cukup dekat, terutama bahan baku gas hidrogen yang disalurkan dari PT. Air Liquid melalui jalur perpipaan.
2. Transportasi
Kawasan Cilegon dekat dengan pelabuhan Merak, juga telah ada sarana transportasi jalan raya, sehingga mempermudah sistem pengiriman bahan baku.
3. Utilitas
Pabrik ini berlokasi dipinggir pantai, hal ini bertujuan untuk mempermudah ketersediaan air untuk air proses.



Gambar 1.1 Lokasi pabrik



I.2 Dasar Teori

Benzene dengan rumus kimia C_6H_6 merupakan senyawa yang *volatile*, tidak berwarna dan mudah terbakar. Umumnya benzene banyak digunakan sebagai bahan baku dalam sintesis dari styrene, phenol, cyclohexane, aniline, alkylbenzene, chlorobenzene dan produk lain yang digunakan dalam proses produksi obat, insektisida dan plastic. Benzene juga dapat digunakan sebagai *solvent* dalam suatu ekstraksi (Mc. Ketta, 1977).

Beberapa tahun yang lalu benzene dibuat dari coal tar, namun beberapa proses terbaru seperti *catalytic reforming* dari naphtha dan *hydrodealkylation* dari toluene lebih sesuai. Benzene adalah natural *component* dari petroleum, tetapi tidak dapat langsung dipisahkan dari *crude oil* dengan distilasi biasa karena adanya formasi azeotrop dengan beberapa senyawa hidrokarbon yang lain (Speight, 2002).

Selain dengan proses diatas, benzene juga dapat diproduksi dengan beberapa proses lain. Berikut beberapa proses pembuatan benzene diantaranya :

1. Pembentukan benzene dari petroleum dengan *Catalytic Reforming*

Pada proses pembuatan benzene dengan *catalytic reforming* bahan baku yang digunakan adalah naphtha. Naphtha adalah produk petroleum yang mempunyai boiling point antara $70^{\circ}C$ - $190^{\circ}C$. Naphtha akan melewati beberapa proses untuk menjadi benzene, pertama akan masuk ke platforming unit dan menghasilkan reformate. Reformate akan diolah lebih lanjut untuk menghasilkan benzene dengan dilakukan ekstraksi menggunakan beberapa solvent, misalnya tetramethylene sulfone (sulfolane), dimethyl sulphoxide, N-formylmorpholine. Ekstraksi ini berguna untuk mengambil kandungan benzene dalam reformate (Wells, 1991).

2. Pembentukan benzene dari toluene dengan *Hydrodealkilasi*



Pembentukan benzene dapat dilakukan dengan proses hydrodealkilasi, dimana feed berupa toluene direaksikan dengan hydrogen dalam sebuah reactor, di reactor inilah terjadi reaksi hydrodealkilasi. Sebelum masuk reactor *feed* akan dipanaskan dengan menggunakan Feed pre-heater kemudian masuk ke reactor, hasil keluaran dari reactor akan masuk ke separator kemudian masuk ke kolom fraksinasi untuk memisahkan benzene dengan hasil samping dari reaksi yang terjadi yaitu methane, sisa toluene yang tidak terkonversi yang nantinya akan dialirkan kembali dalam aliran *feed* (Wells, 1991).

3. Pembentukan benzene dengan *Tatoray*

Dalam proses pembuatan benzene dengan *Tatoray feed* yang digunakan adalah toluene dan komponen C₉ aromatik. Terjadi dua reaksi utama dalam pembentukan benzene dengan proses ini yaitu transalkilasi dan disproporsionasi, reaksi ini terjadi pada reactor. Sebelum masuk reactor *feed* akan dipanaskan menggunakan preheater hingga berubah fasa menjadi uap. Selanjutnya *bottom product* dari reactor akan dikirim ke separator, *bottom product* separator dikirim ke *stripper* untuk dipisahkan antara *light gas* dengan benzene dan produk xylene (Meyers, 1997).

I.3 Kegunaan

Benzene banyak digunakan sebagai bahan pelarut dalam ekstraksi maupun distilasi. Selain itu benzene juga digunakan sebagai bahan baku dalam pembuatan senyawa kimia organik lain (*intermediet*) dari produk-produk komersial, antaralain : styrene, phenol, cyclohexane, aniline, alkylbenzene dan chlorobenzene (Mc. Ketta, 1977).

Masing-masing dari senyawa turunan benzene tersebut memiliki kegunaan yang beragam bagi kehidupan manusia. Berikut ini beberapa senyawa turunan Benzene dan kegunaannya:

- Stirena
- Anilina



- Benzaldehida
- Fenol
- Asam Benzoat dan Turunannya

I.4 Sifat Fisika dan Kimia

I.4.1 Bahan Baku Utama

1. Hydrogen

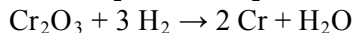
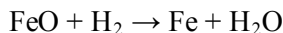
a. Sifat fisik Hydrogen

Tinjauan	
Formula	H ₂
Molecular weight	2,105
Freezing Point	-259,2 ⁰ C / -434,8 ⁰ C
Solubility	0,019 vol/vol pada 15.6 ⁰ C
Density gas	0,00521 lb/ft ³ /(0,08342 kg/m ³) pada 21.1 ⁰ C
Critical Pressure	190,8 psia (1315 kPa abs)
Specific Volume	192 ft ³ /lb (11,99 m ³ /kg) pada 21,1 ⁰ C

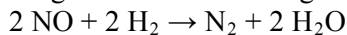
(Linde Group, 2010).

b. Sifat Kimia Hydrogen

- Hidrogen bereaksi dengan sejumlah oksida logam pada suhu tinggi untuk menghasilkan logam dan air.



- Dibawah kondisi tertentu, hidrogen bereaksi dengan nitrit oksida menghasilkan nitrogen.



(Kirk and Othmer, 1991).

2. Toluene

a. Sifat Fisik Toluene

Tinjauan	
Formula	C ₇ H ₈
Molecular Weight	92,141 g/mol
Critical Temperature	591,79 ⁰ K



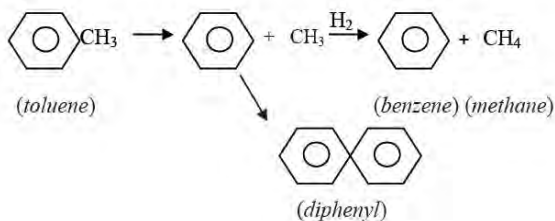
Melting Point	178,18 ⁰ K
Boiling Point	383,78 ⁰ K pada 1 atm
Flash Point	277,59 ⁰ K
Density	0,862 g/ml
Solubility	542,2 ppm(wt) pada 25 ⁰ C
Viscosity of gas	71,215 micropoise pada 25 ⁰ C
Viscosity of liquid	0,555 centipoise pada 25 ⁰ C
Heat Capacity of gas	1,124 J/g ⁰ K pada 25 ⁰ C
Heat Capacity of liquid	1,699 J/g ⁰ K pada 25 ⁰ C
Heat of vaporization	364,59 kJ/kg
Enthalpy of Formation Gas	49.88 kJ/mol
Gibbs Free Energy of Formation of gas	121.70 kJ/mol

(Gallant, 1993).

b. Sifat Kimia Toluene

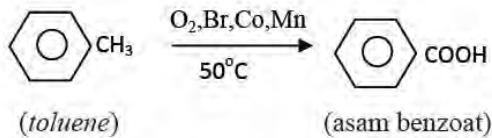
Sifat kimia

- Hidrogenasi termal dari *toluene* akan menghasilkan *benzene*, *methane* dan *diphenyl*.



Gambar 1.2 Reaksi Hidrogenasi

- Dengan oksigen (oksidasi) dalam fase cair dan katalis Br-Co-Mn menghasilkan asam benzoate



Gambar 1.3 Reaksi Oksidasi Toluene
(Kirk and Othmer, 1991).

I.4.2 Produk

I.4.2.1 Produk Utama

1. Sifat fisik dan kimia Benzene
 - a. Sifat Fisika Benzene

Tinjauan	
Formula	C_6H_6
Molecular Weight	78,114 g/mol
Critical Temperature	562,16 ⁰ K
Melting Point	278,68 ⁰ K
Boiling Point	353,24 ⁰ K pada 1 atm
Flash Point	262,04 ⁰ K
Density	0,876 g/ml
Viscosity of Liquid	0,601 centipoise pada 25 ⁰ C
Viscosity of Gas	75,684 micropoise pada 25 ⁰ C
Heat Capacity of Gas	1,045 J/g ⁰ K pada 25 ⁰ C
Heat Capacity of Liquid	1,726 J/g ⁰ K pada 25 ⁰ C
Heat of Vaporization	393,84 kJ/kg

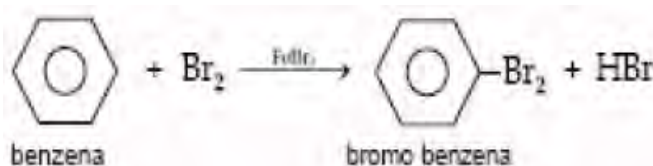
(Gallant, 1993).

- b. Sifat Kimia Benzene
 - a. Halogenasi

Ketika benzene direaksikan dengan bromine atau chlorine dengan kondisi tanpa katalis maka reaksi akan berjalan lambat. Namun saat logam besi atau ferric halide ditambahkan maka reaksi akan berlangsung lancar dan membentuk halobenzene,



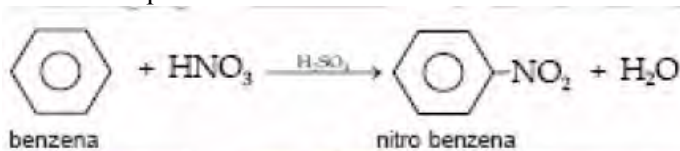
hydrogen halide dibebaskan. Reaksi bromination ini umumnya dilakukan dengan penambahan “*iron tacks*” untuk campuran besi. Logam besi bereaksi dengan Bromine untuk membentuk katalis Ferri Bromida. Berikut reaksi halogenasi pada benzena berikut.



Gambar 1.4 Reaksi Halogenasi

b. Nitrasi

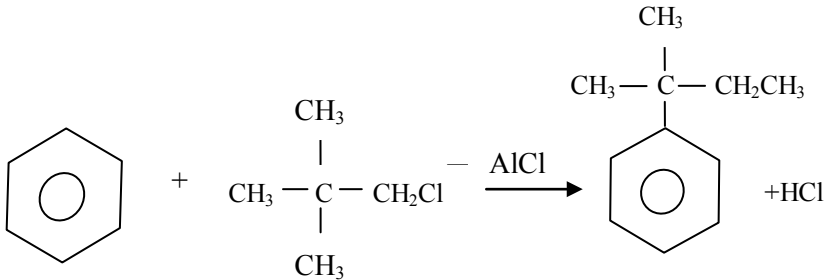
Reaksi nitrasi terjadi jika benzena diolah dengan HNO_3 dengan katalis H_2SO_4 pada suhu 50 dan 60°C akan menghasilkan nitrobenzene. Reaksi yang terjadi adalah seperti berikut.



Gambar 1.5 Reaksi Nitrasi

c. Alkilasi

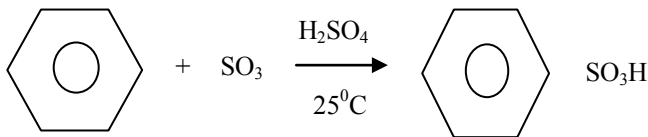
Hasil alkilasi *benzene* seperti *ethylbenzene* dan *cumene* diproduksi dengan mereaksikannya dengan etilen dan propilen dalam fase uap maupun cair dengan menggunakan anhidrat aluminium chloride atau padatan phosphoric acid sebagai katalis.



Gambar 1.6 Reaksi Alkilasi

d. Sulfonasi

Sulfonation dimulai dengan dua molekul netral yaitu benzena dan SO_3 , cincin aromatik bermuatan positif dan SO_3 bermuatan negative. Dalam hal ini SO_3 bertindak sebagai *Lewis acid* (penerima elektron) dan benzena bertindak sebagai *Lewis base* (pendonor elektron). Reaksi sulfonasi menghasilkan asam benzena sulfonat. Perhatikan reaksi sulfonasi berikut



Gambar 1.7 Reaksi Sulfonasi

(Wingrove, 1981).

I.4.2.2 Produk Sampung

1. Methane

Tinjauan	
Formula	CH_4
Molecular Weight	16,04
Melting Point	$-182,6^{\circ}\text{C}$
Boiling Point	$-161,4^{\circ}\text{C}$

(Perry, 1997).

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

II.1 Macam-macam Proses

Pada awalnya benzene diproduksi dari minyak bumi dan batu bara atau dari proses sintesis, proses ini menggunakan bahan baku aromatis yang sudah jadi seperti toluene dan xylene. Akan tetapi seiring kebutuhan benzene yang semakin meningkat cara sintesis ini banyak di pergunakan. Berikut adalah macam-macam proses pembuatan benzene :

1. Pembentukan benzenedari petroleum dengan *Catalytic Reforming*
2. Pembentukan benzene dari toluene dengan proses *Hydrodealkilasi*
3. Pembentukan benzene dengan proses *Tatoray*

II.1.1 Proses Catalytic Reforming

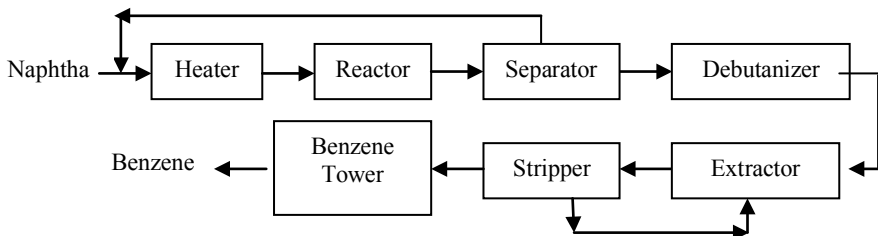
Tujuandari proses ini adalah menghasilkan benzene dari petroleum yaitu naphtha dengan proses *Catalytic Reforming*.

1. *Reactor*
2. *Separator*
3. *Debutanizer Column*
4. *Extractor*
5. *Stripper*
6. *Benzene tower*

Naphtha direaksikan dengan hydrogen dimana dilakukan pemanasan dengan menggunakan *heat exchanger* sebelum masuk ke dalam reactor yang mengadung katalis platinum-alumina. Katalis bersifat *sensitive* terhadap adanya kandungan sulfur, oleh karena itu sebelum masuk plant ini harus dipastikan bahwa naphtha bebas dari sulfur. *Feed* yang telah bebas dari sulfur akan masuk ke dalam reactor, dimana dalam reactor terjadi konversi senyawa nonaromatic menjadi senyawa aromatic dengan kondisi operasi pada temperature $425^{\circ}\text{C} - 530^{\circ}\text{C}$ tekanan 700-3500 kPa. *Bottom product* dari reactor masuk ke dalam separator dimana



dalam separator terjadi penghilangan gas hidrogen. Gas hydrogen akan keluar sebagai *overhead* yang kemudian akan *direcycle* untuk dialirkan kembali dalam aliran *feed* dan *Bottom* produk dari separator masuk ke dalam Debutanizer untuk *remove light* gas hidrocarbon (butane), *light* gas hidrocarbon akan keluar sebagai *overhead product* dan dihasilkan *reformate* pada *bottom product*. *Reformate* kemudian masuk kedalam Ekstraktor Column, untuk mengekstrak benzene dalam *reformate* dapat menggunakan *solvent*. *Bottom product* dari extractor yang kaya akan aromatic dan *solvent* dikirim ke *stripper* dimana didalam *stripper* terjadi pemisahan antara benzene, toluene, xylene dan *solvent*. *Solvent* akan keluar sebagai *bottom product* dan akan dikirim kembali ke extractor sedangkan benzene, toluene, xylene akan keluar sebagai *overhead product* yang selanjutnya masuk ke Benzene Tower, dalam benzene tower terjadi pemisahan antara benzene dan unreacted toluene, xylene (Wells, 1991).



Gambar 2.1 Block Diagram *Catalytic Reforming*

II.1.2 Proses *Hydrodealkilasi*

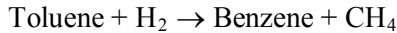
Benzene juga dapat diproduksi dengan proses *Hydrodealkilasi* dari toluene dan *hydrogen*. Dalam proses *Hydrodealkilasi* terdapat beberapa alat utama yang digunakan antara lain:

1. *Reactor*
2. *Separator*
3. *Benzene Column*

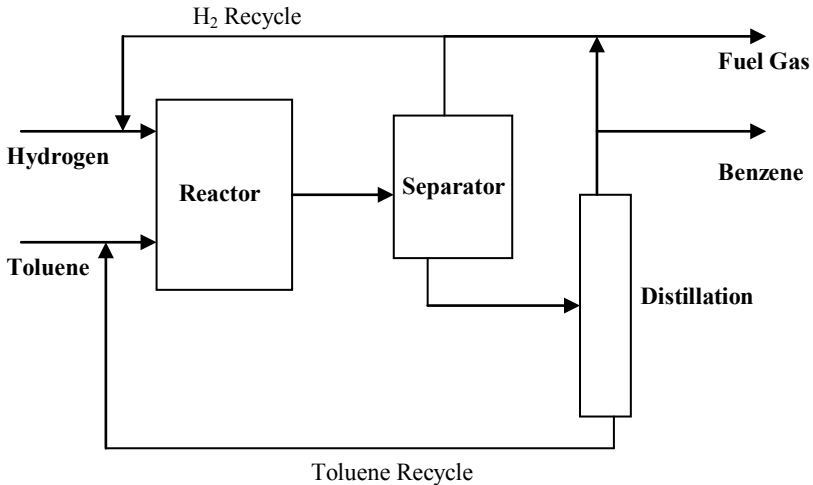


BAB II Macam dan Uraian Proses

Proses hidrodealkilasi dari toluene digunakan untuk memproduksi benzene. Dimana reaksi utama yang terjadi adalah



Toluene dan hydrogen direaksikan dalam reactor packed untuk memproduksi benzene dan methane. Reaksi bersifat eksotermis, irreversible dan beroperasi pada temperature 500-600°C dan tekanan 20-60 bar. Proses hidrodealkilasi ini dimulai dengan mencampurkan fresh toluene dan toluene yang tidak bereaksi didalam storage tank. Toluene kemudian dipompakan untuk dikombinasikan dengan fresh hydrogen dan recycle hydrogen. Campuran dari toluene dan hydrogen dipanaskan dengan menggunakan preheater sebelum masuk ke furnace atau heater. Kemudian dipanaskan lagi didalam furnace mencapai temperature 600°C. Setelah itu masuk kedalam reactor. Produk dari reactor akan didinginkan kemudian akan masuk kedalam separator. Dalam separator terjadi pemisahan, dimana hydrogen yang tidak bereaksi akan dikompresi dan di recycle kembali ke aliran feed dan reactor. Sedangkan bottom product dari separator akan dipanaskan lagi sebelum masuk ke kolom distilasi dimana terjadi pemisahan toluene yang tidak bereaksi kemudian dikembalikan dalam aliran feed. Untuk mendapatkan produk dengan kemurnian tinggi maka dilakukan pemisahan kembali dalam kolom fraksinasi dimana terjadi pemisahan antara methane, toluene yang tidak bereaksi dengan produk benzene (*Patricia Quinones, 2002*).



Gambar 2.2 Block Diagram *Hydrodealkilasi*

II.1.3 Proses Tatoray

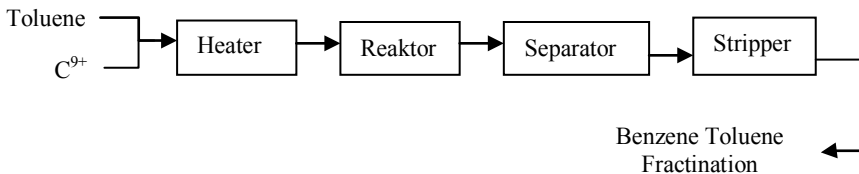
Proses Tatoray digunakan untuk meng*convert* toluene dan komponen C_9 *aromatic* (A_9) menjadi xylene dan benzene. Dalam proses Tatoray menggunakan beberapa alat utama diantaranya :

1. *Reactor*
2. *Separator*
3. *Stripper Column*
4. *Benzene Fractionation*

Terjadi dua reaksi utama di proses Tatoray yaitu transalkilasi dan disproporsionasi. Konversi dari toluene yang membentuk campuran kesetimbangan dari benzene dan toluene disebut disproporsionasi. Konversi dari campuran toluene dan A_9 menjadi xylene dan perpindahan gugus methyl diantara methyl-substituted aromatic disebut transalkilasi. Proses tatoray terdiri dari reactor *fixed bed* dan proses pemisahan (distilasi). *Feed* yang masuk ke tatoray akan dikombinasikan dengan hydrogen dari *recycle gas*, dilakukan *preheated* menggunakan *exchange*



(penukar panas) dari *effluent* reactor dan kemudian dilakukan *vaporized* di *fired heater*. *Feed* yang sudah berbentuk uap akan masuk ke dalam reactor *fixed bed* dengan aliran *down-flow*. Keluaran dari reactor didinginkan menggunakan *combined feed exchanger* kemudian dikirim ke produk separator. Separator berfungsi untuk menghilangkan gas hydrogen yang nantinya akan keluar sebagai produk atas (*overhead*) lalu *direcycle* kembali. *Liquid* dari *bottom product* dari reactor akan masuk ke *stripper* kolom. *Overhead* gas dari *stripper* akan dikirim ke *fuel gas* dan *bottom product* dari *stripper* adalah benzene, unreacted toluene dan xylene yang akan dikirim ke benzene toluene fractionation (Meyers, 1996).



Gambar 2.3 Block Diagram *Tatoray*

II.2 Seleksi Proses

Dari beberapa jenis proses pembentukan benzene ,dapat dibandingkan seperti pada table berikut:

**Tabel 2.1**Seleksi Proses

Tinjauan	Catalytic Reforming	Hydrodealkilasi	Tatoray
Kemurnian	95%	99%	92%
Bahan Baku	Naphtha	Toluene dan Hydrogen	Toluene dan komponen C ₉
Reaksi	Eksotermis, Reversible	Eksotermis, Irreversible	Eksotermis, Reversible
Suhu dan Tekanan	425 ⁰ C-530 ⁰ C, 700-3500 kPa	500 ⁰ C-600 ⁰ C, 2000-6000 kPa	350-5300C, 1034,2-5081,4kPa
Reaksi yang terjadi	-Terjadi konversi senyawa nonaromatic menjadi aromatic -Dilakukan ekstraksi untuk mengambil senyawa benzene dalam campuran aromatic	- Terjadi reaksi utama hydrodealkilasi - Dan terjadi reaksi samping disproporsionasi dan transalkilasi	- Terjadi reaksi Disproporsionasi - Reaksi Transalkilasi
Katalis	-Platinum-alumina	-	- Zeolit
Alat utama yang digunakan	-Reaktor, Separator, Debutanizer, Extractor, Stripper, Benzene Tower	- Reaktor, Separator, Benzene Column	- Reactor, Separator, Stripper.
Hasil samping	-Menghasilkan by product yang banyak macamnya ditinjau dari komponen yang terkandung, sehingga akan membutuhkan proses lanjutan yang cukup banyak	- Menghasilkan by product yang yaitu methane dan xylene	- Menghasilkan by product yang cukup banyak macamnya ditinjau dari komponen yang terkandung, sehingga diperlukan proses lanjutan untuk mengolahnya



Maka berdasarkan beberapa pertimbangan diatas, maka proses *Hydrodealkilasi* dipilih sebagai proses pembuatan benzene dalam pabrik kami, dilihat dari segi yield proses *Hydrodealkilasi* memiliki yield yang lebih tinggi dibanding proses lain. Dari segi reaksi yang terjadi pada proses *Hydrodealkilasi* hanya memerlukan satu reaksi untuk menghasilkan benzene sedangkan untuk proses yang lain memerlukan beberapa reaksi. Dan untuk hasil samping yang dihasilkan proses *Hydrodealkilasi* menghasilkan hasil samping yang tidak terlalu banyak macamnya ditinjau dari komponen yang terkandung dibandingkan dengan proses yang lain. Namun, pada proses *Hydrodealkilasi* ini membutuhkan temperature dan tekanan yang cukup tinggi dibandingkan dengan proses yang lain.

II.3 Uraian Proses Terpilih

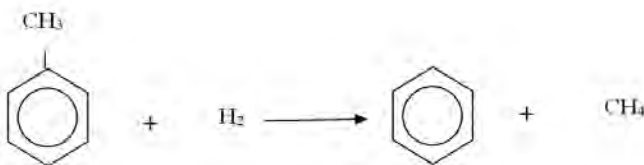
Dalam pembuatan benzene ini kita memilih menggunakan proses *Hydrodealkilasi* berdasarkan dari beberapa pertimbangan diatas. Benzene diproduksi dengan proses *Hydrodealkilasi* toluene dan hydrogen. Dalam proses *Hydrodealkilasi* terdapat beberapa alat utama yang digunakan antara lain:

1. Reactor berfungsi sebagai tempat terjadinya reaksi *Hydrodealkilasi*
2. Separator berfungsi untuk memisahkan gas hydrogen dan methane dari *product* reaktor
3. *Benzene Column* berfungsi sebagai tempat untuk memisahkan komponen yang tidak bereaksi, hasil samping yang masih terkandung dalam produk

Proses *hydrodealkilasi* ini merupakan salah satu proses untuk memproduksi benzene. Proses ini diawali dengan penyiapan feed. Feed berupa fresh toluene dengan temperature 35°C tekanan 1,9 bar disimpan dalam feed drum (F-111) dan unreacted toluene dari bottom product benzene column dengan temperature 38°C tekanan 2,8 bar. Toluene kemudian dipompakan



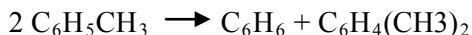
menggunakan feed pump (P-112) menuju ke feed pre-heater dimana sebelum menuju pre-heater toluene dikombinasikan dengan fresh hydrogen dan recycle hydrogen. Selanjutnya dipanaskan dalam feed preheater (E-113) menggunakan steam dengan temperature 275°C hingga mencapai temperature 225°C . Dari feed preheater (E-113) akan dipanaskan lagi menggunakan Furnace (H-114) hingga mencapai temperature 600°C dengan tekanan 25 bar. Selanjutnya feed akan masuk dalam reactor (R-110). Di dalam reaktor terjadi reaksi hidrodealkilasi, dimana Toluene + hydrogen \rightarrow Benzene + Methane. Untuk persen konversi toluene menjadi benzene sebesar 75%. Proses Hidrodealkilasi (HDA) merupakan reaksi penggantian gugus alkil dengan adanya hidrogen dimana dapat terjadi pada suhu dan tekanan tertentu. Proses ini sering dijumpai pada senyawa aromatis dimana hidrogen mengganti gugus alkil dalam ikatan cincin menghasilkan senyawa aromatis. Reactor (R-110) ini berbentuk Fixed Bed dengan temperature $600\text{-}650^{\circ}\text{C}$ tekanan 25 bar. Disini merupakan bagian utama proses untuk memproduksi benzene. Berikut reaksi yang terjadi :



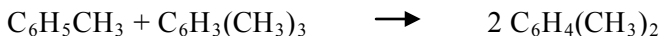
Selain terjadi reaksi diatas juga terdapat reaksi samping yang terjadi yaitu reaksi transalkilasi dan reaksi disproportionasi. Untuk persen konversi reaksi samping ini menjadi produk sebesar 59%.



Konversi dari toluene yang membentuk campuran kesetimbangan dari benzene dan xylene disebut disproporsionasi. Berikut reaksi yang terjadi :



Sedangkan konversi dari campuran toluene dan A_9 menjadi xylene dan perpindahan gugus methyl diantara methyl-substituted aromatic disebut transalkilasi. Berikut reaksi yang terjadi :



Reaksi bersifat eksotermis dan temperature dikontrol dengan menginjeksikan hydrogen kedalam reactor. Hydrogen diinjeksikan pada temperature 40°C tekanan 25,5 bar. Product dari reactor mengandung methane, benzene, dan sisa dari toluene, hydrogen yang tidak bereaksi dengan temperature 654°C dan tekanan 24 bar. Product dari reactor ini selanjutnya masuk kedalam HRSG (*Heat Recovery Steam Generator*), steam generator ini berfungsi untuk memanfaatkan panas dari product reactor yang masih cukup tinggi untuk menghasilkan steam dengan temperature sekitar 275°C yang nantinya akan digunakan untuk memanaskan feed di Feed Pre-Heater (E-113). Setelah melewati steam generator temperature dari product reactor akan turun, selanjutnya produk akan didinginkan lagi menggunakan Cooler hingga temperature 38°C . Kemudian dari Cooler akan ke masuk separator 1 (V-210).

Selanjutnya produk akan masuk final proses yaitu pemisahan (*separation*). Dalam proses ini terjadi pemisahan produk dari hasil samping dan komponen-komponen yang tidak bereaksi yaitu benzene dipisahkan dari methane dan unreacted hydrogen. Pemisahan ini terjadi dalam separator 1 (V-210). Overhead produk dari separator 1 (V-210) berupa hydrogen dan methane. Aliran Overhead product dibagi menjadi dua aliran



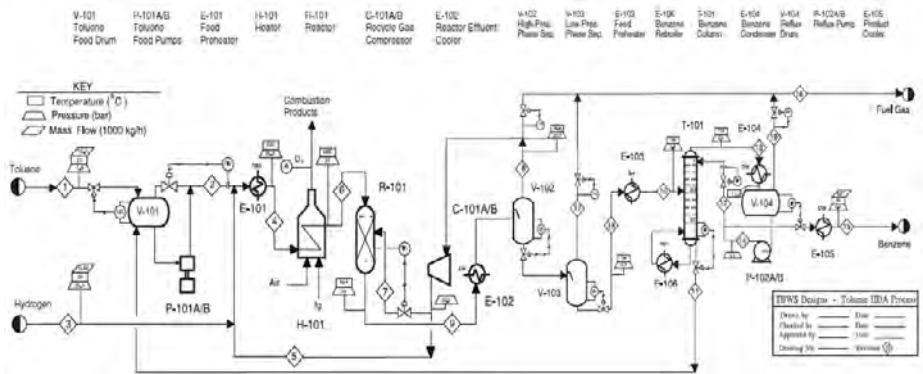
yaitu aliran pertama dikompresi mencapai tekanan 25,5 bar di compressor (C-213A/B) kemudian dikembalikan kedalam aliran feed dan reactor. Aliran kedua akan dialirkan menuju fuel gas system yang berupa methane. Pemisahan dalam separator 1 (V-210) beroperasi dalam temperature 38^oC tekanan 23,9 bar. Sedangkan bottom product berupa sebagian kecil hydrogen, methane dan sebagian besar toluene, xylene dan benzene akan masuk ke Separator 2 (V-220). Dalam Separator 2 (V-220) sebagian kecil hydrogen dan methane akan dipisahkan sebagai overhead product. Pemisahan dalam separator 2 (V-220) beroperasi dalam temperature 38^oC tekanan 3 bar.

Bottom product dari separator 2 (V-220) akan dipanaskan menggunakan Feed Pre-heater (E-311) hingga temperature 90^oC menggunakan steam dengan temperature 125^oC, yang kemudian masuk dalam Benzene Column (T-310). Dalam Benzene Column (T-310) terjadi pemisahan produk benzene dari komponen yang tidak bereaksi untuk menghasilkan benzene dengan kemurnian yang tinggi yaitu sekitar 99%. Benzene Column (T-310) ini terdiri dari Reboiler (E-314) yang berfungsi sebagai media pemanas kolom, Condenser (E-312) yang berfungsi untuk merubah fase dari overhead product benzene column menjadi liquid, Accumulator (V-313) yang berfungsi untuk menampung hasil kondensasi dari condensor. Campuran Toluene dan Xylene keluar sebagai liquid pada bottom product dengan temperature 147^oC tekanan 2,5 bar. Overhead product mengandung benzene dan sebagian kecil hydrogen, methane yang kemudian dikondensasikan dalam Condenser (E-312) pada temperature 112^oC tekanan 2,5 bar. Cooling water digunakan dalam proses kondensasi. Hydrogen dan methane kemudian dipisahkan dari produk didalam Accumulator (V-313) yang akan keluar sebagai overhead product. Overhead product yang berupa gas ini akan dikombinasikan dengan overhead product dari separator 1 (V-210) dan Separator 2 (V-220), yang nantinya akan dikirim menuju fuel gas. Bottom product dari Accumulator (V-313) yang berupa liquid akan dibagi menjadi 2 aliran yaitu aliran 1 akan direfluxkan



BAB II Macam dan Uraian Proses

ke dalam Benzene Column (T-310) sedangkan aliran 2 akan didinginkan menggunakan Product Cooler (E-315) hingga temperature 38°C dan tekanan 1,3 bar selanjutnya akan dikirim kedalam storage tank. Selanjutnya Bottom product Benzene Column (T-310) berupa campuran toluene dan xylene akan didinginkan menggunakan Product Cooler kemudian dikirim ke storage tank.



(Sumber: *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Fourth Edition*)

Gambar 2.4 Flowsheet *Hydrodealkylasi*

BAB III NERACA MASSA

Kapasitas produksi

Kapasitas produksi = 70000 ton benzene/tahun
 = 212.12 ton benzene/hari
 = 212121.2121 kg benzene/hari
 = 8838.383838 kg/jam
 Waktu operasi = 330 hari / tahun; 24 jam / hari
 Bahan baku = Toluene 87% (C_7H_8) = 237.093kmol/jam
 = Benzene 0.01% (C_6H_6)= 0.0272
 kmol/jam
 = Xylene 12.99% (C_8H_{10})= 35.40 kmol/jam
 = Hidrogen (H_2) =272.521 kmol/jam

1. Reactor (R-110)

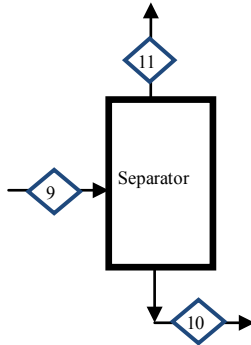


Tabel 3.1 Neraca massa Reactor (R-110)

Komponen	Masuk		Keluar	
	Aliran 4		Aliran 5	
	kgmol/jam	kg/jam	kgmol/jam	kg/jam
C_7H_8	237.094	21812.6	9.964	916.675
C_8H_{10}	35.401	3752.5	77.541	8219.34
C_6H_6	0.027	2.1	185.017	14452.39
H_2	272.522	545.0	94.701	189.402
CH_4	0.000	0.0	177.848	2852.67
Total	545.04	26630	545.07	26630



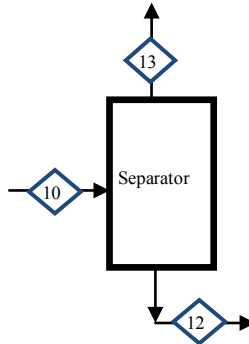
2. Separator (V-210)

**Tabel 3.2** Neraca massa Separator (V-210)

Komponen	masuk	keluar	
	aliran 9	aliran 11 (top)	aliran 10 (bottom)
CH ₄	2852.62	2769.28	83.3382
H ₂	189.40	189.40	4.98E-14
C ₆ H ₆	14452.13	20.60	14437.50
C ₇ H ₈	916.66	2.64	914.01
C ₈ H ₁₀	8219.19	2.57	8211.26
Sub total		2984.50	23646.12
Total	26630.00	26630.6	



3. Separator 2 (V-220)

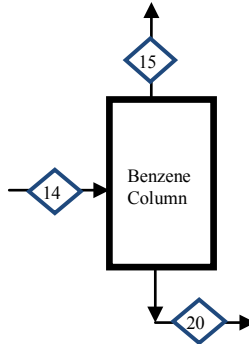


Tabel 3.3 Neraca massa Separator 2 (V-220)

Komponen	Masuk	Keluar	
	aliran 10	aliran 13 (top)	aliran 12 (bottom)
CH ₄	83.34	83.03	0.31
H ₂	4.98E-14	4.98E-14	1.60E-30
C ₆ H ₆	14437.50	10.53	14392.20
C ₇ H ₈	914.01	8.53	911.21
C ₈ H ₁₀	8211.26	2.82	8237.86
Sub total		104.91	23541.58
Total	23646.12	23646.49	



4. Benzene Column (T-310)



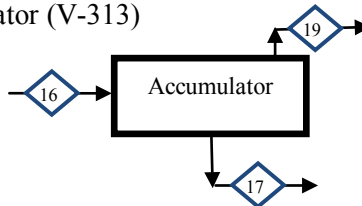
Tabel 3.4 Neraca Massa Benzene Column (T-310)

komponen	Masuk	
	Aliran 14	
	kgmol/jam	kg/jam
C_6H_6	184.246	14392.200
C_7H_8	9.904	911.210
C_8H_{10}	77.716	8237.860
CH_4	1.93E-02	3.10E-01
H_2	8.00E-31	1.60E-30
Total	271.886	23541.580



Keluar		Aliran 20	
Aliran 15		kgmol/jam	kg/jam
kgmol/jam	kg/jam		
1.8E+02	1.4E+04	1.842	143.922
4.95E-03	4.6E-01	9.900	910.7544
3.89E-02	4.1E+00	77.677	8233.741
1.91E-02	3.07E-01	1.93E-04	3.1E-03
7.92E-31	1.58E-30	8.0E-33	1.6E-32
1.8E+02	1.4E+04	89.4190	9288.42
Total		271.886	23541.580

5. Accumulator (V-313)



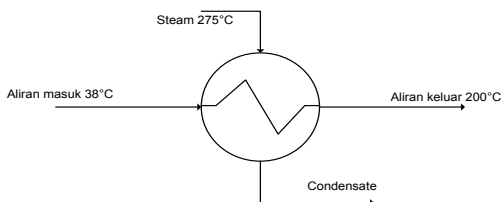
Tabel 3.5 Neraca massa Accumulator (V-313)

Komponen	Masuk	Keluar		
	Aliran 16	Aliran 19	Aliran 17	Aliran 18
	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam
C ₆ H ₆	14248.28	0	8886.929	5361.334
C ₇ H ₈	0.455605	0	0.284	0.171
C ₈ H ₁₀	4.11893	0	2.569	1.550
CH ₄	3.07E-01	3.04E-01	0.010	0.006
H ₂	1.58E-30	1.58E-32	4.99E-32	3.01E-32
Total	14253.16	0.303831	8889.79	5363.06
Total		14253.156	kg/jam	

BAB IV NERACA PANAS

Kapasitas = 70000 ton Benzene/tahun
 = 281,82 kg Benzene /hari
 Waktu operasi = 330 hari / tahun; 24 jam / hari
 Satuan berat = kg
 Basis Perhitungan = hari
 Kebutuhan bahan baku = 14732,16314 kg/hari

1. Feed Preheater

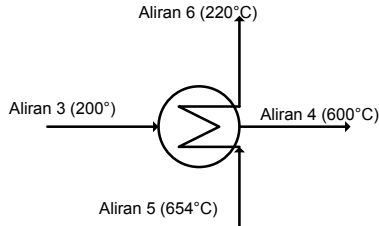


Tabel 4.1 Neraca panas pada Feed Preheater (E-113)

Masuk		Keluar	
Komponen	Enthalpi (kJ)	Komponen	Enthalpi (kJ)
C_7H_8	190126,8547	C_7H_8	7897906,632
C_6H_6	19,18517919	C_6H_6	794,1514768
C_8H_{10}	33244,30968	C_8H_{10}	1397080,128
CH_4	0	CH_4	0
H_2	4072244,66	H_2	4072244,66
Q_{suplay}	9549884,801	Q_{loss}	477494,2401
<i>Total</i>	13845519,81	<i>Total</i>	13845519,81



2. Comabain Feed Exchanger



Fungsi : Untuk menaikan suhu Feed yang akan masuk dalam reaktor dari 200°C hingga mencapai suhu feed untuk bereaksi secara optimum yaitu pada suhu 600°C, memnfaatkan panas dari keluaran produk reaktor.

Tabel 4.2 Neraca Panas pada **Comabain Feed Exchanger (E-114)**

Aliran 3		Aliran 5	
Komponen	Enthalpi (kJ)	Komponen	Enthalpi (kJ)
C_7H_8	7897906,632	C_7H_8	2072043,852
C_6H_6	794,1514768	C_6H_6	51494,84199
C_8H_{10}	1397080,128	C_8H_{10}	6777,432251
CH_4	0	CH_4	58122809,79
H_2	4072244,66	H_2	1386800,493
<i>Total</i>			75007951,98

Aliran 4		Aliran 6	
Komponen	Enthalpi (kJ)	Komponen	Enthalpi (kJ)
C_7H_8	42911458,51	C_7H_8	370225,2574
C_6H_6	4350,389864	C_6H_6	5974402,559



C_8H_{10}	7667211,252	C_8H_{10}	3416784,535
CH_4	0	CH_4	9204474,325
H_2	4072244,66	H_2	1386800,493
Total	75007951,98		

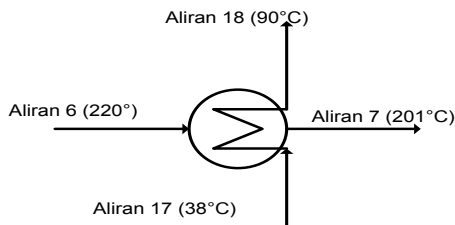
3. Reaktor



Tabel 4.3 Neraca Panas pada Reaktor (R-110)

Masuk		Keluar	
Komponen	Enthalpi (kJ)	Komponen	Enthalpi (kJ)
C_7H_8	42053342,85	C_7H_8	2068300,698
C_6H_6	4195,018797	C_6H_6	2637198556
C_8H_{10}	7513964,664	C_8H_{10}	19300317,55
CH_4	0	CH_4	58122809,79
H_2	3991248,752	H_2	1386800,493
Q	2,68E+09	$H_{rxtotal}$	1,62E+07
Total	2734322996		2734322996

4. Benzene Preheater

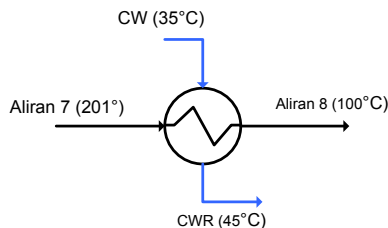


**Tabel 4.4** Neraca Panas Benzene Preheater (E-311)

Aliran 6		Aliran 17	
Komponen	Enthalpi (kJ)	Komponen	Enthalpi (kJ)
C_7H_8	20376,76276	C_7H_8	370225,2574
C_6H_6	330382,4035	C_6H_6	5974402,559
C_8H_{10}	187363,1652	C_8H_{10}	3416784,535
CH_4	45,2593496	CH_4	9204474,325
H_2	1,17152E-26	H_2	1386800,493
<i>Total</i>			20890854,76

Aliran 7		Aliran 18	
Komponen	Enthalpi (kJ)	Komponen	Enthalpi (kJ)
C_7H_8	106876,4124	C_7H_8	327893,4145
C_6H_6	1729903,968	C_6H_6	5291306,968
C_8H_{10}	986704,4039	C_8H_{10}	3023262,756
CH_4	46,74955751	CH_4	8038059,598
H_2	1,17152E-26	H_2	1386800,493
<i>Total</i>			20890854,76

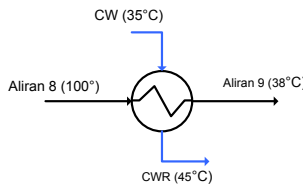
5. Feed Separator Cooler 1

**Tabel 4.5** Neraca Panas Feed Separator Cooler (E-211)



Masuk		Keluar	
Komponen	Enthalpi (kJ)	Komponen	Enthalpi (kJ)
C_7H_8	325935,3998	C_7H_8	124533,4587
C_6H_6	5267722,51	C_6H_6	2015198,971
C_8H_{10}	3030074,172	C_8H_{10}	1150545,2
CH_4	872,2872916	CH_4	301,4464354
H_2	1,17152E-26	H_2	1,17152E-26
Q	-5,33E+06		0,00E+00
<i>Total</i>	3290579,076		3290579,076

6. Feed Separator Cooler 2

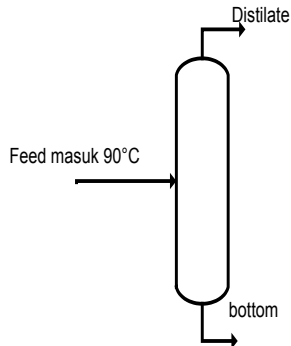


Tabel 4.6 Neraca Panas Feed Separator Cooler 2 (E-212)

Masuk		Keluar	
Komponen	Enthalpi (kJ)	Komponen	Enthalpi (kJ)
C_7H_8	124533,4587	C_7H_8	20376,76276
C_6H_6	2015198,971	C_6H_6	330382,4035
C_8H_{10}	1150545,2	C_8H_{10}	187363,1652
CH_4	301,4464354	CH_4	45,2593496
H_2	1,17152E-26	H_2	1,17152E-26
Q	-2,75E+06		0,00E+00
<i>Total</i>	538167,5908		538167,5908



7. Distilasi



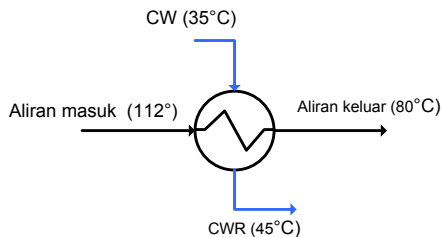
Kondisi Operasi :

- Dew Point : 112°C
- Bubble Point : 170°C

Tabel 4.7 Neraca Panas Distilasi (T-310)

Masuk		Keluar	
Komponen	Enthanpi	Hv	Enthanpi
Feed	4920748,935	Distilate	2413228,48
Qr	3567404,192	Bottom	1947422,09
	0	Qc	3949132,35
	0	Qloss	178370,21
Total	8488153,128		8488153,13

8. Kondenser

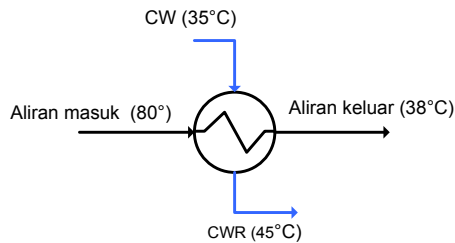




Tabel 4.8 Neraca Panas Kondenser (E-312)

Komponen	masuk		Keluar		
	n	$\int C_p$	$n\Delta H_v$	n	$\int C_p L$
C_7H_8	73,95352172		166,716904	45,30648459	
C_6H_6	2374887,644		5335872,81	1456088,611	
C_8H_{10}	687,1059941		1470,41218	419,9794949	
CH_4	357,1249793		0	210,2744195	
H_2	1,18177E-26		0	1,18177E-26	
Q				6,26E+06	
<i>Total</i>		7713515,768		7713515,768	

9. Product Coller

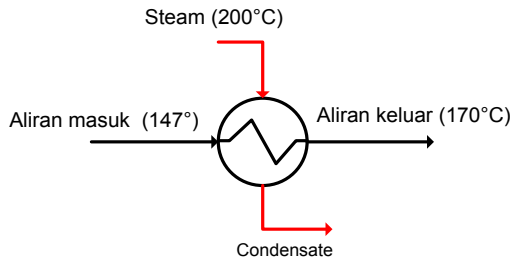


Tabel 4.9 Neraca Panas Product Cooler (E-315)

Masuk		Keluar	
Komponen	Enthalpi (kJ)	Komponen	Enthalpi (kJ)
C_7H_8	89568,47838	C_7H_8	20376,76276
C_6H_6	1450154,853	C_6H_6	330382,4035
C_8H_{10}	826303,8084	C_8H_{10}	187363,1652
CH_4	211,3695988	CH_4	45,2593496
H_2	1,17152E-26	H_2	1,17152E-26
Q	-1,83E+06		0,00E+00
<i>Total</i>	538167,5908		538167,5908



10. Reboiler



Tabel 4.10 Neraca Panas Reboiler (E-316)

Masuk		Keluar	
Komponen	Hin	Hv	Hout
C_7H_8	215003,2472	294330,6	261980,7974
C_6H_6	34851,62472	46134,54	42456,46572
C_8H_{10}	2002960,439	2624719	2443972,877
CH_4	5,449436619	0	6,787352923
H_2	2,35768E-26	0	2,35768E-26
Q	3642926,607		
Qloss			182146,3304
<i>Total</i>	5895747,367	5895747,367	

BAB V

SPESIFIKASI ALAT

1. Feed Tank (F-111)

Tipe Tangki	:	Cylindrical - Conical Roof - Flat Bottom Tank
Jumlah Tangki	:	1 (Satu)
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA-283 Grade D
Kapasitas Tangki	:	5943.437 m ³
Tinggi Tangki	:	60 ft
Diameter Tangki	:	70 ft
Tebal Shell per Course		
Course 1	:	0.192 in
Course 2	:	0.185 in
Course 3	:	0.179 in
Course 4	:	0.172 in
Course 5	:	0.165 in
Course 6	:	0.158 in
Course 7	:	0.151 in
Course 8	:	0.144 in
Course 9	:	0.138 in
Course 10	:	0.131 in
Tinggi Head Tangki	:	20.062 ft
Tebal Head Tangki	:	0.798 in
Diameter Pipa (Inlet)	:	8 in
Diameter Pipa (Outlet)	:	4 in



2. Feed Pump (P-112)

Tipe Pompa	:	Centrifugal Pump
Kapasitas Pompa	:	0.356 cuft/s
Total Head	:	1105.07 4 ft.lb _f /lb _m
Power Pompa	:	48.478 HP
Ukuran Pipa		
D Nominal	:	4 in
ID	:	4.026 in
OD	:	4.500 in
Schedule No.	:	40
Bahan	:	Commercial Steel
Power Motor	:	55.088 HP

3. Reactor (R-110)

Fungsi	Tempat Reaksi Hydrodealkilasi Toluene
Tipe	Vertical drum
Kapasitas	32.5 m ³
Bahan konstruksi	Low -alloy steel SA - 302 Grade B
Tipe sambungan	Double welded but joint
Jenis tutup	Elliptical head
Tinggi shell	20 m
Diameter shell	10 m
Tebal shell	2 in
Tebal tutup	2 in
Jumlah	1 buah



4. Feed Pre-Heater (E-113)

Fungsi	=	menaikkan suhu feed reaktor
Jenis	=	Shell & Tube 1 - 2
Jumlah	=	1
Bahan Konstruksi	=	Carbon Steel SA-283 Grade C
Luas Area	=	419.2968 ft ²
Temperature		
T ₁	=	494.6 °F
T ₂	=	494.6 °F
t ₁	=	86 °F
t ₂	=	392 °F
Shell		
ID	=	17.25 inch
Baffle	=	12.075 inch
Passes	=	1
Bahan	=	Carbon steel
Tube		
OD	=	1.25 inch
Jumlah	=	178
Passes	=	4
Pitch	=	1.5625 inch
Bahan	=	Carbon steel



5. Feed Separator Cooler 1 (E-212)

Fungsi	=	Mendinginkan produk benzene sebelum masuk ke separator
Jenis	=	Shell & Tube 1 - 2
Jumlah	=	1
Bahan		
Konstruksi	=	Carbon Steel SA-283 Grade C
Luas Area	=	348.63 ft ²
Temperature		
T ₁	=	410 °F
T ₂	=	212 °F
t ₁	=	86 °F
t ₂	=	113 °F
Shell		
ID	=	12 inch
Baffle	=	8.4 inch
Passes	=	1
Bahan	=	Carbon steel
Tube		
OD	=	1.25 inch
Jumlah	=	74
Passes	=	6
Pitch	=	1.56 inch
Bahan	=	Carbon steel



6. Feed Separator Cooler 2 (E-213)

Fungsi	=	Mendinginkan produk benzene sebelum masuk ke Separator
Jenis	=	Shell & Tube 1 - 2
Jumlah Bahan	=	1
Konstruksi	=	Carbon Steel SA-283 Grade C
Luas Area Temperature	=	800.9 ft ²
	T ₁	= 212 °F
	T ₂	= 100.4 °F
	t ₁	= 86 °F
	t ₂	= 113 °F
Shell		
	ID	= 15.3 inch
	Baffle	= 10.7 inch
	Passes	= 1
	Bahan	= Carbon steel
Tube		
	OD	= 1.25 inch
	Jumlah	= 170
	Passes	= 1
	Pitch	= 1.56 inch
	Bahan	= Carbon steel



7. Separator 1 (V-210)

Tipe	:	Silinder vertikal berbentuk torispherical
Kapasitas Tangki	:	57.806025 m ³
Diameter Tangki	:	2.6105055 m
TinggiTangki	:	10.442022 m
Bahan konstruksi	:	Austenitic Stainless Steel, AISI tipe 304
Kondisi	:	Campuran Vapor (top) - Liquid (bottom)
Tekanan	:	24 atm
Suhu	:	38 °C

8. Separator 2 (V-220)

Kode	:	V-220
Tipe	:	Silinder vertikal berbentuk torispherical
Kapasitas Tangki	:	13.042164 m ³
Diameter Tangki	:	1.5922536 m
TinggiTangki	:	6.3690144 m
Bahan konstruksi	:	Austenitic Stainless Steel, AISI tipe 304
Kondisi	:	Campuran Vapor (top) - Liquid (bottom)
Tekanan	:	3 atm
Suhu	:	38 °C

9. Kompresor (C-213A/B)

Fungsi	Untuk menaikkan tekanan hydrogen dari 23.9 ke 25.5 bar		
Jenis	1 Stage Centrifugal Compressor		
Bahan	Cast Steel		
Temperature	101.9651	°F	
Tekanan first stage	=	351.33	Psi
Power	=	164.7779825	hp
Jumlah	=	1	



10. Feed Pre-Heater Distilasi (E-311)

Fungsi	=	menaikkan suhu feed sebelum masuk benzene column
Jenis	=	Shell & Tube 2 - 4
Jumlah Bahan Konstruksi	=	1 Carbon Steel SA-283 Grade C
Luas Area Temperature	=	110.713 ft ²
	T ₁ =	428 °F
	T ₂ =	393.8 °F
	t ₁ =	100.4 °F
	t ₂ =	194 °F
Shell		
	ID =	10 inch
	Baffle =	7 inch
	Passes =	2
	Bahan =	Carbon steel
Tube		
	OD =	1.25 inch
	Jumlah =	47
	Passes =	4
	Pitch =	1.56 inch



Bahan = Carbon steel

11. Benzene Condensor (E-312)

Fungsi = Mengkondensasikan uap distilat benzene column

Jenis = Shell & Tube 1 - 2

Jumlah = 1

Bahan Konstruksi = Carbon Steel SA-283 Grade C

Luas Area = 84.8016 ft²

Temperature

T₁ = 233.6 °F

T₂ = 176 °F

t₁ = 86 °F

t₂ = 113 °F

Shell

ID = 8 Inch

Baffle = 5.6 Inch

Passes = 1

Bahan = Carbon steel

Tube

OD = 1.25 Inch

Jumlah = 36

Passes = 1

Pitch = 1.5625 Inch

Bahan = Carbon steel



12. Accumulator (V-313)

Jenis	:	Horizontal - Torispherical Head Vessel
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA 212 B
Kapasitas	:	357.207 ft ³
Dimensi		
Panjang	:	20.920 ft
Shell		
OD	:	57.523 in
ID	:	57.132 in
Tebal	:	0.25 in
Head		
OD	:	60 in
ID	:	57.132 in
Tebal	:	0.3125 in
Tinggi	:	11.255 in

13. Recycle Pump (P-314 A/B)

Tipe Pompa	:	Centrifugal Pump
Kapasitas Pompa	:	0.199 cuft/s
Total Head	:	92.988 ft.lb _f /lb _m
Power Pompa	:	2.706 HP
Ukuran Pipa		
D Nominal	:	3 In
ID	:	3.068 In
OD	:	3.500 In
Schedule No.	:	40
Bahan	:	Commercial Steel
Power Motor	:	3.340 HP



14. Benzene Storage Tank

Tipe Tangki	:	Cylindrical - Conical Roof - Flat Bottom Tank
Jumlah Tangki	:	1 (Satu)
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA-283 Grade D
Kapasitas Tangki	:	3669.072 m ³
Tinggi Tangki	:	30 ft
Diameter Tangki	:	80 ft
Tebal Shell per Course		
Course 1	:	0.168 in
Course 2	:	0.159 in
Course 3	:	0.150 in
Course 4	:	0.141 in
Course 5	:	0.132 in
Tinggi Head Tangki	:	43.981 ft
Tebal Head Tangki	:	2.968 in
Diameter Pipa (Inlet)	:	6 in , Schedule No 40
Diameter Pipa (Outlet)	:	3 in , Schedule No 40

15. Xylene Storage Tank

Tipe Tangki	:	Cylindrical - Conical Roof - Flat Bottom Tank
Jumlah Tangki	:	1 (Satu)
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA-283 Grade D
Kapasitas Tangki	:	2538.456 m ³
Tinggi Tangki	:	36 ft
Diameter Tangki	:	60 ft
Tebal Shell per Course		
Course 1	:	0.165 in



BAB V Spesifikasi Alat

Course 2	:	0.158	in	
Course 3	:	0.151	in	
Course 4	:	0.144	in	
Course 5	:	0.137	in	
Course 6	:	0.131	in	
Tinggi Head Tangki	:	97.792	ft	
Tebal Head Tangki	:	3.590	in	
Diameter Pipa (Inlet)	:	6	in	, Schedule No 40
Diameter Pipa (Outlet)	:	2	in	, Schedule No 40

16. Benzene Product Cooler (E-315)

Fungsi	=	Mendinginkan produk benzene
Jenis	=	Shell & Tube 2 - 4
Jumlah	=	1
Bahan Konstruksi	=	Carbon Steel SA-283 Grade C
Luas Area	=	711.4 ft ²
Temperature		
	T ₁	= 176 °F
	T ₂	= 100.4 °F
	t ₁	= 86 °F
	t ₂	= 113 °F
Shell		
	ID	= 15 inch



Baffle	=	11	inch
Passes	=	2	
Bahan	=	Carbon steel	
Tube			
OD	=	1.3	inch
Jumlah	=	151	
Passes	=	1	
Pitch	=	1.6	inch
Bahan	=	Carbon steel	

17. Combine Feed Exchanger (E-114)

Fungsi	=	menaikkan suhu feed reaktor	
Jenis	=	Shell & Tube	1
Jumlah	=	1	
Bahan Konstruksi	=	Carbon Steel SA-283 Grade C	
Luas Area	=	116.2096	ft ²
Temperature			
T ₁	=	1209.2	°F
T ₂	=	577.4	°F
t ₁	=	392	°F
t ₂	=	1112	°F
Shell			
ID	=	8	inch



Baffle = 5.6 inch
 Passes = 1
 Bahan = Carbon steel

Tube

OD = 1.25 inch
 Jumlah = 37
 Passes = 1
 Pitch = 1.563 inch
 Bahan = Carbon steel

18. Benzene Column (T-310)

Jenis Kolom : Tray Distillation Column
 Jenis Tray : Perforated (Sieve Tray)
 Jumlah Tray : 43 Tray
 Tray spacing : 1.5 ft
 Active area : 63.794 sq.ft
 Area of holes : 6.3794 sq.ft
 Area downcomer : 7.0882 sq.ft
 A_h/A : 0.09
 A_d/A : 0.1
 A_h/A_A : 0.1
 d_h : 0.25 in
 l_w : 82.844 in
 h_w : 1.5 in



BAB VI UTILITAS

Dalam suatu industri, unit utilitas merupakan sarana penunjang dari suatu proses utama yang ada dalam proses produksi. Oleh karena itu unit utilitas memegang peranan yang penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas dalam pabrik benzene dari higher aromatic (Toluene) dengan proses Hydrodealkilasi ini antara lain :

1. Air

Air dari pabrik Benzene dari higher aromatic (Toluene) dengan proses Hydrodealkilasi ini digunakan sebagai air pendingin, air sanitasi, dan air umpan boiler.

2. Steam

Steam dalam pabrik digunakan sebagai pemanas.

3. Listrik

Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari berbagai peralatan proses maupun untuk penerangan.

VI.I. AIR

Dalam suatu industri air digunakan untuk bermacam-macam keperluan. Adapun kegunaan air dalam pabrik ini adalah :

1. Untuk air sanitasi

Air sanitasi didalam suatu pabrik biasanya digunakan untuk keperluan minum, masak, cuci, mandi, dan sebagainya. Untuk air sanitasi harus memenuhi syarat kualitas yang ditentukan sebagai berikut :

- Syarat fisik :
 - Suhu di bawah suhu udara
 - Warna jernih
 - Tidak berasa
 - Kekeruhan = 1 mg SiO₃/lt
- Syarat kimia :
 - pH = 6,5 – 8,5



- Tidak mengandung zat terlarut berupa zat organik dan zat anorganik
- Tidak mengandung zat-zat beracun
- Tidak mengandung logam berat, seperti Pb, Ag, Cr, Hg
- Syarat Biologi :
 - Tidak mengandung kuman dan bakteri, terutama bakteri patogen
 - Bakteri *Echerichia Coli* kurang dari 1/100 ml.

2. Untuk air pendingin

Sebagian besar air digunakan sebagai air pendingin karena dipengaruhi oleh faktor- faktor sebagai berikut :

- Air merupakan materi yang mudah didapat dalam jumlah besar
- Mudah diatur dan dijernihkan
- Dapat menyerap jumlah panas yang besar per satuan volume
- Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur dingin
- Tidak terdekomposisi

Syarat air pendingin tidak boleh mengandung :

- Hardness
Dapat memberikan kecenderungan membentuk kerak pada alat-alat proses.
- Besi
Dapat menyebabkan korosi pada alat.
- Silika
Dapat menyebabkan pembentukan kerak.
- Minyak
Dapat menyebabkan terganggunya film corosion pada inhibitor, menurunkan heat transfer dan memicu pertumbuhan mikroorganisme.

3. Untuk air proses

Air proses adalah air yang dipakai sebagai bahan baku dan bahan pembantu proses. Beberapa hal yang harus diperhatikan



untuk air proses adalah :

- Alkalinitas
- Kekeruhan
- Warna
- Air yang digunakan tidak mengandung Fe dan Mn

4. Untuk air umpan boiler

Air umpan boiler adalah air yang akan menjadi fase uap di dalam boiler, dimana telah mengalami perlakuan khusus antara lain penjernihan dan pelunakan, walaupun air terlihat bening atau jernih, namun pada umumnya masih mengandung larutan garam dan asam yang dapat merusak peralatan boiler. Ada

a. Zat-zat yang menyebabkan korosi

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air umpan boiler yang mengandung larutan asam, seperti NH_3

b. Zat-zat yang menyebabkan kerak

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu yang tinggi. Kesadahan dapat disebabkan adanya garam-garam karbonat dan silica.

Air umpan boiler harus memenuhi persyaratan sebagai berikut :

- pH = 8,5 – 9,5
- Hardness = 1 ppm sebagai CaCO_3
- O_2 terlarut = 0,02 ppm
- CO_2 terlarut = 25 ppm
- Fe^{3+} = 0,05 ppm
- Ca^{2+} = 0,01 ppm
- SiO_2 = 0,1 ppm
- Cl_2 = 4,2 ppm

Sebelum dari unit pengolahan, air ini digunakan sebagai air umpan boiler, yang terlebih dahulu dilakukan pelunakan air. Tujuannya adalah untuk menghilangkan ion Mg^{2+} dan Ca^{2+} yang dapat menyebabkan pembentukan kerak. Kerak akan menghalangi proses perpindahan panas sehingga menyebabkan over-heating yang memusat dan dapat menyebabkan pecahnya pipa.



Sumber air yang digunakan dalam pabrik benzene ini adalah dari sungai Cibanten. Berikut adalah parameter fisika sungai Cibanten.

Tabel 6.1 Parameter Fisika

Daerah	Suhu (°C)	TSS	TDS	Lapisan Minyak
Sungai Cibanten	32.35	73	197	-

Tabel 6.2 Parameter Kimia

Parameter	Satuan	Sungai Cibanten	Baku Mutu
NO ₃	(mg/l)	0,01-8,1	10
NO ₂	(mg/l)	0,01-0,38	0,05
PO ₄ ³⁻	(mg/l)	0,03-1	0,159
BOD	(mg/l)	8,4	6
COD	(mg/l)	34,5	50
DO	(mg/l)	3,8	>3
pH		6,2-7	6-9

(Sumber : Strategi Pengelolaan Sungai Berdasarkan Daya Tampung Beban Pencemaran dan Kapasitas Asimilasi, 2014).

PROSES PENGOLAHAN AIR

Beberapa tahapan pengolahan air, diantaranya :

1. Pengolahan secara fisika

Pengolahan secara fisika dilakukan dengan cara penyaringan kotoran yang terikut. Air dipompa dari sungai, yang sebelumnya difilter untuk mengurangi kotoran yang terapung seperti sampah plastik, dan lain-lain. Setelah itu dimasukkan dalam bak skimming, sehingga kotoran-kotoran seperti pasir akan



mengendap, sedangkan air secara overflow dari skimming dialirkan ke bak koagulasi dan flokulasi.

2. Pengolahan secara kimia

Dilakukan untuk memisahkan kontaminan yang terlarut dengan cara penambahan koagulan. Dalam bak koagulasi ditambahkan bahan kimia yaitu $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$, H_2O / tawas dan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dengan dosis yang disesuaikan dengan kekeruhan air sungai. Penambahan bahan yang tersuspensi dalam air misalnya $\text{Ca}(\text{OH})_2$ yang bertujuan untuk membentuk koagulan serta mengurangi hardness. Pada bak koagulasi dilengkapi dengan pengadukan cepat (80-100 rpm) selama 1-5 menit, pengadukan cepat agar air dapat bercampur dengan koagulan hingga merata. Kemudian dilanjutkan dengan pengadukan lambat untuk memperbesar flok-flok sehingga menjadi lebih berat dan lebih cepat mengendap ke bagian bawah. Pengadukan lambat (5-8 rpm) selama 20-40 menit pada bak flokulasi.

Dari bak flokulasi secara overflow air dialirkan ke bak sedimentasi. Setelah dilakukan pengendapan pada bak sedimentasi kemudian air secara overflow masuk pada bak penampungan. Air jernih yang dihasilkan pada bak penampungan secara overflow dialirkan ke dalam sand filter untuk menangkap partikel-partikel kecil yang melayang dalam air yang tidak terendapkan dengan sistem gravitasi. Pemilihan sistem gravitasi ini mempunyai beberapa keuntungan jika dibandingkan dengan sistem pressure. Pada sistem gravitasi, air yang disaring dilewatkan melalui bagian atas tangki sehingga tidak membutuhkan tekanan untuk menyaring dan tidak menyebabkan gesekan keras antara pasir, air dan dinding tangki yang dapat menimbulkan pecahnya tangki akibat tekanan. Partikel tersebut akan tertahan oleh butiran pasir dan kerikil, air yang lolos merupakan air yang jernih dan bersih yang kemudian ditampung dalam bak penampung air bersih. Dari bak penampung air bersih kemudian dipompa ke bak distribusi untuk mendistribusikan ke masing-masing unit. Untuk mendapatkan air sanitasi dari bak air bersih dipompa yang sebelumnya ditambahkan desinfektan



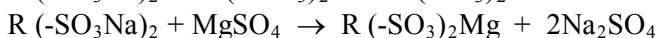
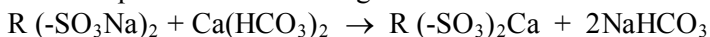
(kaporit/ $\text{Ca}(\text{OCl})_2$) untuk membunuh kuman-kuman dan bakteri yang merugikan dan ditampung dalam bak air sanitasi.

Kemudian air sanitasi dipompa dan dapat digunakan untuk keperluan laboratorium, kantor, masak, mandi, mencuci, taman dan sebagainya. Untuk air pendingin, air dari bak air bersih dipompa menuju bak air pendingin dan dapat digunakan untuk proses pendinginan dengan mendistribusikannya melalui pompa. Pada atmospheric cooling tower berfungsi untuk mendinginkan air pendingin yang telah digunakan dan akan disirkulasi.

Pengolahan untuk Air Umpan Boiler

Air umpan boiler sebelum digunakan memerlukan pengolahan terlebih dahulu, pelunakan air umpan boiler dilakukan dengan resin penukar ion dengan maksud agar ion-ion garam dalam air dapat diganti hingga diperoleh air yang sesuai untuk boiler. Resin penukar ion yang digunakan adalah senyawa Na^+ dari penukar kation asam kuat. Jadi mula-mula air bersih dari bak penampungan air bersih dipompa kemudian dilewatkan pada kation exchanger, pada bed resin ini komponen yang menyebabkan kesadahan (Ca^+ dan Mg^+) dalam air digantikan oleh ion Na^+ dari resin sehingga diperoleh air lunak. Reaksi yang terjadi dapat dituliskan sebagai berikut :

Reaksi pada Kation Exchanger :



VI.2. STEAM

Steam mempunyai peranan yang sangat penting dalam menunjang proses produksi. Steam digunakan sebagai media pemanas. Steam yang digunakan dalam pabrik ini *saturated steam*.

Tabel 6.3 Kebutuhan Steam Sebagai Media Pemanas

No.	Nama Alat	Jumlah (Kg/hari)
1	Feed Pre-Heater E-111	6063,688



2	Reboiler	1877,071
Jumlah		7940,759

Jumlah steam yang dibutuhkan 7904,759 kg/hari

Tambahan faktor keamanan diambil sebesar 20% dan faktor kebocoran 10 % (Perry,1999), maka:

$$\begin{aligned} \text{Total steam yang dibutuhkan} &= 1.3 \times 7040,759 \\ &= 9152,9867 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Diperkirakan 80% kondensat dapat digunakan kembali, sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Kondensat yang digunakan kembali} &= 80 \% \times 9152,9867 \\ &= 7322,38936 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan tambahan untuk ketel uap : } &20\% \times 9152,9867 \\ &= 1830,59734 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

VI.3 LISTRIK

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

- Pembangkit Listrik Tenaga Diesel (PLTD), digunakan untuk cadangan jika listrik padam atau apabila daya dari PLN tidak mencukupi. Daya yang dihasilkan dari PLTD ini sebesar 250 kVA, 50 Hz.
- Perusahaan Listrik Negara (PLN), merupakan sumber listrik utama dari pabrik xilitol ini. Daya yang diperoleh dari PLN sebesar 2,8 kVA dimana pemakaiannya diturunkan 380 Volt dengan menggunakan trafo step down.

VI.5 PERHITUNGAN KEBUTUHAN AIR

- ❖ Air untuk umpan ketel



Kebutuhan umpan ketel = 8682034.951 kg/hari

❖ Air Sanitasi

Untuk keperluan air sanitasi diperlukan air sebanyak 0,228 m³/hari per karyawan, sehingga kebutuhan air sanitasi adalah :

Pada pabrik xilitol dari tandan kosong kelapa sawit dengan proses hidrolisis enzim xilanase, karyawan yang diperkerjakan ditetapkan sebanyak 160 orang.

$$\rho_{air} = 1000 \text{ kg/m}^3 = 1 \text{ kg/liter}$$

Jumlah Karyawan = 160 orang

$$\begin{aligned} \text{Maka total air domestic} &= 228 \quad \times 160 \\ &= 36480 \quad \text{Liter/hari} \quad \times \quad 1 \\ &\quad \text{kg/liter} \\ &= 36480 \quad \text{kg/hari} \end{aligned}$$

❖ Air Pendingin

Kebutuhan air pendingin pada Pabrik Benzene ini meliputi :

Tabel 6.4 Kebutuhan Air Sebagai Media Pendingin

No.	Nama Alat	Jumlah (kg/hari)
1	Feed Separator Coller 1	4725,14332
2	Feed Separator Coller 2	2438,22217
2	Condenser	5542,53990
3	Product Cooler	1619,39560
	Jumlah	14324,30099



Air pendingin digunakan kembali setelah didinginkan dalam menara pendingin air. Dengan menganggap terjadi kehilangan air selama proses sirkulasi, maka air yang perlu ditambahkan adalah jumlah air yang hilang karena penguapan, drift loss, dan blowdown (Perry, 1997).

Air yang hilang karena penguapan dapat dihitung dengan persamaan :

$$W_c = 0,00085 W_c (T_2 - T_1)$$

(Pers 12-10, Perry, 1997)

Dimana :

W_c = Jumlah air pendingin

T_1 = Temperatur air pendingin masuk = $30\text{ }^{\circ}\text{C} = 86\text{ }^{\circ}\text{F}$

T_2 = Temperatur air keluar = $45\text{ }^{\circ}\text{C} = 113\text{ }^{\circ}\text{F}$

Maka :

$$\begin{aligned} W_c &= 0,00085 \times 14324,30099 \times (113 - 86) \\ &= 328,74270772 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Air yang hilang karena drift loss biasanya 0,1-0,2 % dari air pendingin yang masuk ke menara air (Perry, 1997). Ditetapkan drift loss 0,2 % , maka :

$$\begin{aligned} W_d &= 0,002 \times 328,74270772 \\ &= 0,6574854141 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Air yang hilang karena blowdown bergantung pada jumlah siklus sirkulasi air pendingin, biasanya antara 3-5 siklus (Perry, 1997), Ditetapkan 5 siklus, maka:

$$W_b = \frac{W_c}{S-1}$$

$$W_b = \frac{328,74270772}{5-1}$$



$$= 82,185676993 \text{ kg/hari}$$

$$\begin{aligned}\text{Sehingga air tambahan yang diperlukan} &= W_c + W_d + W_b \\ &= 411,58587006 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Sehingga total kebutuhan air} &= \text{Air Umpan ketel} + \text{Air Sanitasi} + \\ &\quad \text{Air Pendingin} + \text{Air tambahan} \\ &= 9152,9867 + 36480 + \\ &\quad 29179393.734 + 411,58587006 \\ &= 61323854.00173 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

BAB VII

KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA

VII. 1. Usaha-usaha Keselamatan Kerja

Keselamatan dan kesehatan kerja (K3) merupakan syarat mutlak yang harus dilaksanakan dalam suatu perusahaan sebagai usaha untuk mencegah dan mengendalikan kerugian yang diakibatkan dari adanya kecelakaan, kebakaran, kerusakan harta benda perusahaan dan kerusakan lingkungan serta bahaya-bahaya lainnya. Keselamatan dan kesehatan kerja harus mendapatkan perhatian yang lebih dalam suatu pabrik terutama dalam studi pembuatan Benzene dari *Higher Aromatic* (Toluene) dengan proses Hydrodealkilasi. Hal tersebut menyangkut kesehatan dan keselamatan kerja para karyawan dan keselamatan peralatan. Sebab suatu operasi dari pabrik dapat berjalan lancar apabila karyawan-karyawan yang mengendalikan peralatan terjamin keselamatan dan kesehatannya dalam melaksanakan tugasnya. Kurang perhatian tentang keselamatan kerja dapat menyebabkan terjadinya kecelakaan kerja yang dapat menghambat aktivitas produksi.

Kesehatan dan keselamatan kerja harus dapat membantu meningkatkan produksi dan produktifitas kerja karena :

1. Dengan tingkat keselamatan kerja yang tinggi, sehingga factor manusianya dapat diserasikan dengan tingkat efisiensi yang tinggi pula.
2. Praktek keselamatan kerja tidak dapat dipisahkan dengan ketrampilan, namun keduanya berjalan sejajar dan merupakan unsur yang sangat penting dengan kelangsungan produksi.
3. Keselamatan kerja dilaksanakan berkat partisipasi pengusaha dan buruh yang membawa iklim ketenangan dan keamanan sehingga diantara mereka terbina hubungan yang dapat menunjang kelancaran produksi.



Sedangkan tujuan dari keselamatan kerja yaitu :

1. Melindungi tenaga kerja atas hak dan keselamatannya dalam melaksanakan pekerjaan untuk kesejahteraan hidup dan meningkatkan produksi serta produktivitas nasional.
2. Menjamin keselamatan tiap orang yang berada di tempat kerja.
3. Sumber produksi dipelihara dan dipergunakan secara aman dan efisien.

Bahaya yang mungkin timbul dalam perusahaan yaitu :

▪ **Bahaya kebakaran**

Penyebab terjadinya kebakaran antara lain adalah :

- Karena merokok.
- Zat cair yang mudah meledak.
- Mesin-mesin yang tidak terawat dan menjadi panas.
- Adanya aliran pendek pada arus listrik.

Upaya-upaya pencegahan yang dapat dilakukan yaitu :

- Menjauhkan bahan-bahan yang mudah terbakar dari sumber api.
- Adanya tanda larangan merokok pada sekitar tempat kerja.
- Mengisolasi daerah yang bertegangan listrik tinggi.
- Pemasangan kawat listrik yang sedemikian hingga hubungan pendek pada arus listrik tidak terjadi.
- Perawatan yang baik dan berkala pada instalasi-instalasi pabrik dan kabel.
- Penempatan alat-alat pemadam kebakaran pada tempat yang mudah dijangkau dan disekitar pabrik.



▪ **Bahaya ledakan**

Ledakan pada alat-alat industri disebabkan karena salah dalam desain pabrik. Oleh karena itu dalam merancang suatu alat industri harus teliti terutama pada alat yang beroperasi pada tekanan tinggi misalnya pada reaktor. Dan adanya lay out yang baik untuk memastikan tata letak alat yang tepat.

Pengendalian yang dapat dilakukan yaitu :

- Pengendalian secara teknik.
- Pengendalian secara administratif.

VII.2. Yang Harus Diperhatikan Dalam Keselamatan Dan Kesehatan Kerja

Hal-hal yang harus diperhatikan dalam keselamatan dan kesehatan kerja pada pabrik Benzene ini adalah sebagai berikut :

1. Bahaya dalam proses pabrik

- Eksplosifitas desain peralatan untuk hal ini harus didasarkan pada karakteristik bahan-bahan yang diolah seperti pada penggunaan H_2 dan toluene (C_7H_8) pada reaksi yang ada.
- Mechanical, bahaya yang ditambahkan pada alat-alat yang bergerak dan penempatan dari alat-alat bangunannya.

2. Plant lay out

Dalam penyusunan lay out masalah keselamatan kerja harus diperhatikan, pembagian plant serta penempatan tata letak yang benar dalam setiap unit tidak hanya membantu efisiensi kerja dan pemeliharannya tetapi juga diperhatikan safety penyebab penyebaran api dan adanya ledakan.

3. Utilitas

Pembangkit dan pembagian utilitas dalam suatu pabrik mempunyai fungsi yang sangat penting. Fasilitas ini harus diletakkan agak jauh tetapi praktis dalam suatu unit operasi. Terutama sekali pada daerah-daerah yang menghasilkan gas atau bahan yang mudah meledak.



4. Bangunan

Faktor keselamatan kerja, disini penting sekali terutama antara bangunan dan peralatan operasi dari suatu proses harus diatur dan mempunyai jarak yang cukup sehingga kemungkinan bahaya yang timbul bisa dicegah misalnya kebakaran,.

5. Mechanical Design dan Safety

Untuk konstruksi yang aman semua mechanical design harus sesuai dengan metode yang berlaku serta memperhatikan factor keselamatan.

6. Pelistrikan

- Dipasang alat operasi jarak jauh (remote shut down) dari alat-alat operasi starter yang dipasang ditempat.
- Perawatan yang baik terhadap peralatan atau kabel-kabel.
- Diberikan peringatan pada daerah-daerah sumber tegangan listrik.
- Menutup daerah yang bertegangan listrik tinggi.

7. Anti pemadam api

Alat pemadaman api atau kebakaran pada suatu pabrik merupakan suatu alat yang sangat perlu dan harus disediakan pada setiap unit pabrik. Karena pentingnya air sebagai pemadam, maka distribusi air sangatlah penting. Cara lain untuk memadamkan api dengan cepat adalah dengan menggunakan foam atau gas inert seperti N_2 .

8. Sistem Alarm Pabrik

Semua sistem alarm harus dipasang pada pabrik, supaya semua personel karyawan mengetahui dan segera bersiap dan menindak lanjuti kalau ada kebakaran atau bahaya lainnya.



VII. 3. Alat – Alat Pelindung Diri

Untuk melindungi para karyawan dari bahaya kecelakaan kerja pihak perusahaan semestinya juga menyediakan alat – alat pelindung diri yang cukup. Untuk pabrik Benzene ini dibutuhkan alat – alat pelindung diri, diantaranya :

a. Alat Pelindung Kepala

Yaitu : Safety helmet yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan benda – benda keras.

Diberikan kepada semua karyawan yang berada pada area unit produksi (saat terjun ke lapangan)

b. Alat Pelindung Mata

Yaitu : Welding mask atau welding glasses, berfungsi untuk melindungi mata dari radiasi sinar yang terdapat pada pengelasan berfungsi untuk pencegahan awal jika ada partikel – partikel berbahaya akibat dari proses.

Diberikan pada karyawan yang berada pada area plant.

c. Alat Pelindung Telinga

Yaitu : Ear plug (dapat menahan suara sampai 39dB) dan ear muff (sampai 41 Db)

Diberikan kepada karyawan operator peralatan (mesin) terutama yang berkecepatan putar tinggi

d. Alat Perlindungan Pernafasan

Yaitu : Cartridge respirator (berupa full face mask dan half mask), berfungsi untuk melindungi pernafasan dari udara yang terkontaminasi dengan kadar toksisitas rendah sampai sedang

Digunakan oleh karyawan yang menangani tangki penyimpan H_2 dan karyawan yang terjun ke lapangan

e. Alat Pelindung Tangan

Yaitu : Sarung tangan karet (untuk melindungi tangan dari bahaya listrik, larutan asam atau basa yang bersifat korosif) serta sarung tangan kulit / PVC / berlapis chrom (untuk melindungi dari benda – benda tajam / kasar dan benda – benda panas)



- Diberikan kepada karyawan operating unit, power station, serta karyawan yang menangani maintenance
- f. Alat pelindung Kaki
Yaitu : Sepatu pengaman (safety shoes), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya kejatuhan benda – benda berat, terpercik aliran panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pompa atau pipa dan terlindung dari lumpur dari hasil sampling
- Diberikan pada semua karyawan saat berada di area plant.
- g. Tali atau Sabuk Pengaman
Yaitu : berfungsi untuk mengamankan tubuh pekerja atau karyawan pada saat kontrol di tower – tower atau tangki yang tinggi dan perlu penanganan yang khusus demi mempermudahnya
- Diberikan pada karyawan bagian operator kontrol.

VII. 4. Macam – Macam Keselamatan dan Kesehatan Kerja

1. Keselamatan Karyawan

- **Pada daerah Tangki Penampung**
Pada tangki penampung pada pabrik Benzene ini rata-rata pada kondisi temperature kamar dan bertekanan rendah. Pada kawasan ini pekerja / karyawan diwajibkan menggunakan :
 - *Alat pelindung mata* : Welding mask atau welding glasses, berfungsi untuk pencegahan awal jika ada partikel – partikel berbahaya akibat dari proses dan jika terjadi adanya kebocoran pada tangki yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan.
 - *Alat pelindung tangan* : Sarung tangan kulit / PVC / berlapis chrom (untuk melindungi tangan dari panas terutama saat pengambilan sampel)
 - *Alat pelindung kaki* : Sepatu pengaman(safety shoes), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya panas



atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif dan terlindung dari kebocoran tangki.

- *Alat pelindung kepala* : Safety helmet yang berfungsi untuk melindungi kepala dari bahaya panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif dan terlindung dari kebocoran tangki.
 - *Alat pelindung badan* : Cattle pack berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada system perpipaan yang mempunyai suhu lebih besar dari 100 °C terutama pada daerah heater dan boiler.
- **Pada daerah Perpompaan**
 Pada daerah perpompaan ini pekerja / karyawan diwajibkan menggunakan
 - *Alat pelindung mata* : Welding mask atau welding glasses, berfungsi sebagai pencegahan awal jika terjadi adanya kebocoran pada pipa penghubung pompa yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan.
 - *Alat pelindung tangan* : Sarung tangan karet (untuk melindungi tangan dari bahaya listrik, larutan asam atau basa yang bersifat korosif).
 - *Alat pelindung kaki* : Sepatu pengaman(safety shoes), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya terpercik aliran panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pompa atau pipa.
 - *Alat pelindung kepala* : Safety helmet yang berfungsi untuk melindungi kepala dari bahaya terpercik aliran panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pompa atau pipa.
 - *Alat pelindung badan* : Cattle pack berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada system perpipaan yang mempunyai suhu lebih besar dari 100 °C terutama pada daerah heater dan boiler.



- **Pada daerah Perpipaan**

Pada kawasan perpipaan karyawan selain harus hati – hati dan selalu mengecek kondisi pipa dari bahaya kebocoran, maka ditambah lagi dengan pemakaian alat pelindung diri diantaranya :

- *Alat pelindung tangan* : Sarung tangan karet (untuk melindungi tangan dari bahaya larutan asam atau basa yang bersifat korosif) serta sarung tangan kulit / PVC / berlapis chrom (untuk melindungi dari benda – benda tajam / kasar dan benda – benda bersuhu tinggi
- *Alat pelindung kaki* : Sepatu pengaman(safety shoes), berfungsi untuk melindungi kaki dari percikan aliran panas/terlalu panasnya pipa atau larutan asam atau basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pipa.
- *Alat pelindung kepala* : Safety helmet yang berfungsi untuk melindungi kepala dari bahaya terpercik aliran panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pompa atau pipa.
- *Alat pelindung badan* : Cattle pack berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada system perpipaan yang mempunyai suhu lebih besar dari 100 °C terutama pada daerah heater dan boiler.

- **Pada daerah Feed Pre-Heater**

Pada kawasan Feed Pre-Heater temperatur yang digunakan pada proses pemanasan feed ini sangat tinggi maka pekerja / karyawan diwajibkan menggunakan :

- *Alat pelindung mata* : Welding mask atau welding glasses, berfungsi sebagai pencegahan awal jika terjadi adanya kebocoran pada Heater yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan.
- *Alat pelindung tangan* : Sarung tangan kulit / PVC / berlapis chrom (untuk melindungi dari benda – benda bersuhu tinggi).



BAB VII Kesehatan dan Keselamatan Kerja

- *Alat pelindung kaki* : Sepatu pengaman(safety shoes), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya percikan aliran panas pipa Heater.
 - *Alat pelindung kepala* : Safety helmet yang berfungsi untuk melindungi kepala dari bahaya percikan aliran panas pipa Heater.
 - *Alat pelindung telinga* : Ear plug (dapat menahan suara sampai 39dB) dan ear muff (sampai 41 dB), atau gabungan keduanya.
 - *Alat pelindung badan* : Cattle pack berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada system perpipaan yang mempunyai suhu lebih besar dari 100 °C terutama pada daerah heater dan boiler.
- **Pada daerah Reaktor**
 Pada daerah reaktor ini sangat rentan terhadap bahaya karena kondisi operasi dalam reaktor ialah bertekanan dan beretemperatur tinggi sehingga semua karyawan diwajibkan menggunakan :
 - *Alat pelindung mata* : Welding mask atau welding glasses, berfungsi untuk pencegahan awal jika ada partikel – partikel berbahaya akibat dari proses dan jika terjadi adanya kebocoran pada tangki yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan.
 - *Alat pelindung tangan* : Sarung tangan kulit / PVC / berlapis chrom (untuk melindungi dari benda – benda bersuhu tinggi).
 - *Alat pelindung kaki* : Sepatu pengaman(safety shoes), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya kejatuhan benda – benda berat, terpercik aliran panas atau terlalu panasnya tangki ketika terjadi reaksi dalam reaktor.
 - *Alat pelindung kepala* : Safety helmet yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan benda – benda keras atau kejatuhan benda – benda keras.



- *Alat pelindung badan* : Cattle pack berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada system perpipaan / reaktor yang mempunyai suhu lebih besar dari 100 °C selain itu melindungi badan dari percikan bahan yang korosif dan aliran panas.
- *Alat pelindung telinga* : Ear plug (dapat menahan suara sampai 39dB) dan ear muff (sampai 41 dB), atau gabungan keduanya.
- **Pada daerah Separator**

Pada kawasan ini separator menggunakan temperature sekitar 38⁰C dengan tekanan yang cukup tinggi, maka karyawan diwajibkan menggunakan :

 - *Alat pelindung mata* : Welding mask atau welding glasses, berfungsi untuk melindungi mata dari kebocoran pada pipa penghubung yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan.
 - *Alat pelindung kaki* : Sepatu pengaman(safety shoes), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya kejatuhan benda – benda berat, terpercik aliran panas atau terlalu panasnya tangki .
 - *Alat pelindung kepala* : Safety helmet yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan benda – benda keras atau kejatuhan benda – benda keras.
 - *Alat pelindung badan* : Cattle pack berfungsi sebagai pelindung badan dari rotary vacum filter yang memiliki kandungan bahan yang korosif.
 - *Alat pelindung telinga* : Ear plug (dapat menahan suara sampai 39dB) dan ear muff (sampai 41 dB), atau gabungan keduanya
- **Pada daerah Benzene Column**

Pada kawasan ini menghasilkan benzene di overhead product nya dan toluene di bottom product. Dimana karakteristik dari bahan tersebut mudah terbakar dan karsinogenik maka karyawan diwajibkan menggunakan :



- *Alat pelindung mata* : Welding mask atau welding glasses, berfungsi untuk melindungi mata dari kebocoran pada pipa penghubung yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan.
- *Alat pelindung kaki* : Sepatu pengaman(safety shoes), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya kejatuhan benda – benda berat, terpercik aliran panas atau terlalu panasnya tangki .
- *Alat pelindung kepala* : Safety helmet yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan benda – benda keras atau kejatuhan benda – benda keras.
- *Alat pelindung badan* : Cattle pack berfungsi sebagai pelindung badan dari rotary vacum filter yang memiliki kandungan bahan yang korosif.
- *Alat pelindung telinga* : Ear plug (dapat menahan suara sampai 39dB) dan ear muff (sampai 41 dB), atau gabungan keduanya

2. Keselamatan Pabrik

a. Pada Tangki Penampung

Pada tangki penampung, harus dilengkapi dengan system keamanan yang berupa :

- Pemberian Label dan spesifikasi bahannya.
- Serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3

b. Pada Pompa

Pada pompa harus dilengkapi dengan penutup pompa serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3.

c. Pada system Perpipaan

Pada system perpipaan digunakan pengecatan secara berbeda pada tiap aliran fluida, misalnya fluida panas digunakan pipa yang sudah dicat warnah merah , sedangkan aliran fluida dingin digunakan warna biru, serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3. Selain itu penempatan perpipaan haruslah aman atau tidak



mengganggu jalannya proses serta kegiatan dari para pekerja atau karyawan.

d. Pada Heat Exchanger

Pada area Heat Exchanger khususnya Feed Pre-Heater dilengkapi dengan isolator untuk mencegah terjadinya radiasi panas yang tinggi, sedangkan pada Boiler mempunyai level suara sampai batas 85 d B, serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3.

e. Pada area pabrik secara umum atau keseluruhan

- Disediakan jalan diantara plant-plant yang berguna untuk kelancaran transportasi para pekerja serta memudahkan pengendalian pada saat keadaan darurat (misal : kebakaran)
- Disediakan hydrant disetiap plant (unit) untuk menanggulangi atau pencegahan awal pada saat terjadi kebakaran/ peledakan.
- Memasang alarm disetiap plant (unit) dan kantor sebagai tanda peringatan awal adanya keadaan darurat.
- Disediakan pintu dan tangga darurat yang dapat digunakan sewaktu-waktu pada saat terjadi keadaan darurat.
- Disediakan assembly point, tempat lapang dimana dapat menampung karyawan ketika terjadi suatu kecelakaan/kebakaran saat running

BAB VIII INSTRUMENTASI

VIII.1 Instrumentasi Secara Umum dalam Industri

Instrumentasi merupakan sistem dan susunan yang dipakai di dalam suatu proses kontrol untuk mengatur jalannya proses agar diperoleh hasil sesuai dengan yang diharapkan. Di dalam suatu pabrik kimia, pemakaian instrumen merupakan suatu hal yang penting karena dengan adanya rangkaian instrumen tersebut maka operasi semua peralatan yang ada di dalam pabrik dapat dimonitor dan dikontrol dengan cermat, mudah dan efisien. Dengan demikian, kondisi operasi selalu berada dalam kondisi yang diharapkan (*Ulrich, 1984*)

Secara garis besar, alat-alat kontrol dapat diklasifikasikan atas:

a. Penunjuk (*indicator*)

Indicator adalah suatu alat yang (biasanya terletak pada tempat dimana pengukuran untuk proses tersebut dilakukan) memberikan harga dari besaran (variabel) yang diukur. Besaran ini merupakan besaran sesaat.

b. Pengirim (*Transmitter*)

Adalah satu elemen dari sistem pengendalian proses. Untuk mengukur besaran dari suatu proses digunakan alat ukur yang disebut sebagai sensor (bagian yang berhubungan langsung dengan medium yang diukur), dimana transmitter kemudian mengubah sinyal yang diterima dari sensor menjadi sinyal standart. Transmitter adalah alat yang mengukur harga dari suatu besaran seperti suhu, tinggi permukaan dan mengirim sinyal yang diperolehnya keperalatan lain misal recorder, indicator atau alarm.



- c. Pencatat (*Recorder*)
Recorder (biasanya terletak jauh dari tempat dimana besaran proses diukur), bekerja untuk mencatat harga-harga yang diperoleh dari pengukuran secara kontinyu atau secara periodik.
- d. Pengatur (*Controller*)
Controller adalah suatu alat yang membandingkan harga besaran yang diukur dengan harga sebenarnya yang diinginkan bagi besaran itu dan memberikan sinyal untuk pengkoreksian kesalahan, jika terjadi perbedaan antara harga besaran yang diukur dengan harga besaran yang sebenarnya.
- e. Katup pengatur (*Control valves*)
Sinyal koreksi yang dihasilkan oleh *controller* berfungsi untuk mengoperasikan *control valve* untuk memperbaiki atau meniadakan kesalahan tersebut. Biasanya *controller* ditempatkan jauh dari tempat pengukuran. *Controller* juga dapat berfungsi (dilengkapi) untuk dapat mencatat atau mengukur.

Alat-alat kontrol yang banyak digunakan dalam bidang industri adalah :

1. Pengatur suhu :
 - a. Temperatur Indikator (TI)
Fungsi : untuk mengetahui temperatur operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut. Jenis temperatur indikator antara lain : termometer , termokopel
 - b. Temperatur Controller (TC)
Fungsi : mengendalikan atau mengatur temperatur operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.
2. Pengaturan Tekanan (“pressure”)
 - a. Pressure Indikator (PI)
Fungsi : untuk mengetahui tekanan operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut. Jenis pressure indikator antara lain : pressure gauge



- b. Pressure Controlller (PC)
Fungsi : mengendalikan atau mengatur tekanan operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.
3. Pengatur aliran (“flow”)
 - a. Flow Controller (FC)
Fungsi : Menunjukkan dan mengendalikan laju suatu aliran dalam suatu peralatan seperti yang telah ditetapkan. Jenis flow controller yaitu Control valve
4. Pengaturan tinggi permukaan (“level”) :
 - a. Level indicator (LI)
Fungsi : menunjukkan tinggi permukaan fluida pada suatu vessel.
 - b. Level Indicator Control (LIC)
Sebagai alat penunjuk untuk mengetahui ketinggian fluida dan untuk mengendalikan atau mengatur level fluida agar sesuai dengan kondisi yang diinginkan.

VIII.2 Instrumentasi dalam Pabrik Benzene dari Higher Aromatic (Toluene) dengan Proses Hydrodealkilasi

Alat-alat di pabrik benzene yang dilengkapi dengan instrumentasi adalah :

1. Toluene Feed Tank (V-111)
 - Level Indicator Controller
Fungsi : untuk mengontrol ketinggian toluene dalam feed drum
2. Reaktor (R-110)
 - Temperature Indicator Controller
Fungsi : Untuk mengontrol temperature dalam reactor.
3. Separator 1 (V-210)
 - Level indikator controller
Fungsi : untuk mengontrol ketinggian produk liquid dalam separator
 - Pressure Control



-
- Fungsi : untuk mengendalikan atau mengatur tekanan operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.
4. Separator 2 (V-220)
 - Level indikator controller
Fungsi : untuk mengontrol ketinggian produk liquid dalam separator
 - Pressure Control
Fungsi : untuk mengendalikan atau mengatur tekanan operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.
 5. Benzene Column (T-310)
 - Level Indicator Controller
Fungsi : untuk mengontrol ketinggian liquid pada bottom dalam column distilasi.
 6. Accumulator (V-313)
 - Level indicator Controller
Fungsi : untuk mengontrol ketinggian produk liquid dalam accumulator
 - Flow Indicator Controller
Fungsi : untuk mengontrol flow dari reflux yang akan masuk dalam kolom distilasi
 - Pressure Controller
Fungsi : untuk mengontrol pressure dari overhead accumulator

**Tabel VIII.1.** Instrumentasi dalam Pabrik Benzene

No.	Nama Alat	Instrumentasi
1.	Toluene Feed Tank (V-111)	Level indicator controller
3.	Reaktor (R-110)	Temperature indicator controller
4.	Separator 1 (V-210)	Level indicator controller
		Pressure Controller
5.	Separator 2 (V-220)	Level indicator controller
		Pressure Controller
6.	Benzene Column (T-310)	Level indicator controller
7.	Accumulator (V-313)	Level indicator controller
		Flow Indicator controller
		Pressure Cotroller

BAB IX

PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA

Dalam Pabrik Benzene , limbah yang dihasilkan dari proses produksi, yaitu :

1. Limbah Gas
Limbah gas yang dihasilkan dari pabrik benzene berasal dari gas sisa pembakaran pembangkit steam pada boiler di utility.
2. Limbah cair
Limbah cair yang dihasilkan dari pabrik benzene berasal dari limbah domestik, oli bekas pelumas dan air bekas cooler maupun condenser.

Penanganan limbah pada Pabrik Benzene

1. Limbah Gas
Pengolahan limbah gas dilakukan di flare . Flare ini berfungsi untuk membakar gas sebelum dibuang ke atmosfer.
2. Limbah Cair
Pengolahan limbah cair dilakukan secara biologi meliputi : Equalization basin, Aeration basin, Clarifier dan Sludge Digester.
 - a. Equalization Basin
Berfungsi untuk menjaga kestabilan karakteristik dan flow air limbah. Disini dilengkapi turbo jet aerator yang berfungsi untuk menjaga agar kondisi tidak anaerob.
 - b. Aeration Basin
Air limbah dikontakkan dengan activated biological sludge (mikroorganisme seperti bakteri, algae, protozoa dll) mengalami oksidasi biologi. Disini terdapat surface aerator yang berfungsi :



- Untuk mensuplai kebutuhan oksigen pada proses oksidasi.
- Untuk mempertahankan activated sludge agar selalu tersuspensi.
- Untuk mempertahankan nilai DO pada effluent.

Air limbah yang sudah mengalami oksidasi biologi akan mengalir ke clarifier dan activated sludge yang tercampur akan dipisahkan dari effluent dengan proses sedimentasi untuk selanjutnya direcycle, sedangkan kelebihannya ditransfer ke sludge digester. Effluent yang sudah ditreatment ditampung di outfall sump dan sebelum dibuang ke outfall dilewatkan UV System untuk desinfektansi (mematikan bakteri yang berbahaya bagi lingkungan).

c. Clarifier

Setelah dari aeration basin secara gravitasi masuk ke clarifier disini terjadi proses sedimentasi, sludge yang tersedimentasi adalah sludge yang masih aktif untuk itu di kembalikan di aeration basin lagi.

BAB X

KESIMPULAN

Pembuatan Benzene dari Higher Aromatic (Toluene) dengan Proses Hydrodealkilasi dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Pabrik Benzene ini direncanakan beroperasi secara kontinyu selama 330 hari operasi /tahun dan 24 jam/hari
2. Kapasitas pabrik ini sebesar 70.000 ton/tahun
3. Bahan baku yang utama diperlukan ialah sebesar Toluene 25071.97936 kg/hari dan Hydrogen 545.0430295 kg/hari
4. Kebutuhan utilitas pada pabrik Benzene ini sebagian besar berasal dari air (water treatment) yang digunakan untuk :
 - Air Sanitasi = 36480 kghari
 - Air Pendingin = 14324.30099 kg/hari
 - Air Umpan Boiler = 9152.9867 kg/hari
 - Air kebutuhan tambahan = 411.58587006 kg/hari
5. Produk yang dihasilkan yaitu Benzene dengan kemurnian 99.96%
6. Limbah yang dihasilkan yaitu berupa limbah cair yang berasal limbah domestic kantor dan limbah gas yang berasal dari gas sisa pembakaran pembangkit steam pada boiler.

DAFTAR PUSTAKA

- Caret, A. S. (1981). *Organic Chemistry*. New York: Harper and Row.
- Gallant, R. W. (1993). *Physical Properties Hydrocarbons*. USA: Gulf Publishing Company.
- Geankoplis, C. (1983). *Transport Process and Unit Operations, 2ed edition*. New Jersey: Prentice-Hall, Inc.
- Kementrian Perindustrian Republik Indonesia (2014). *Perkembangan Impor Komoditi Hasil Industri Dari Negara Tertentu*. www.kemenperin.go.id
- Kern, D. Q. (1988). *Process Heat Transfer*. Singapore: McGraw-Hill Book Company, Inc.
- Kirk-Othmer. (1991). *Encyclopedia of Chemical Technology*. New York : John Wiley & Sons, Inc.
- Lloyd E Brownell and Edwin H Young. (1959). *Process Equipment Design*. New York: Wiley Eastern Limited.
- Mc Ketta, J.J., 1977, *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*, vol 4. New York : Marcel Dekker Inc.
- Meyers, R. A. (1997). *Handbook of Petroleum Refining Processes*. United States of America: The McGraw-Hill Companies.
- Perry (2008). *Chemical Engineering Handbook 8th Edition*. USA : The McGraw-Hill Companies
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D. (1991). *Plant Design and Economic for Chemichal Engineers Handbook, 7th edition*. Singapore: McGraw-Hill, Inc.
- Speight, J. G. (2002). *Chemical process and Design Handbook*. United States of America: The McGraw-Hill Companies.

- Ulrich, G.D., 1984, A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics,. New York : John Wiley and Sons.
- Wells, G. M. (1991). Handbook of Petrochemical and Processes. England: Gower Publishing Company Limited.

**APPENDIKS A
 PERHITUNGAN NERACA MASSA**

Kapasitas Produksi

Kapasitas = 70000 ton benzene/tahun
 = 212,12 ton benzene/hari
 = 212121,2121 kg benzene/hari
 = 8838,383838 kg /jam = 113,1472 kgmol/jam

Bahan baku = - toluene
 - hidrogen

Produk = - benzene
 - Methane

Tabel A.1 Berat Molekul Bahan Baku dan Produk

no	Komponen	BM
1	toluene	92
2	hidrogen	2
3	benzene	78,114
4	Methane	16,04
5	Xylene	106

Bahan masuk adalah C₇H₈ dan H₂ dengan perbandingan berat 1:1

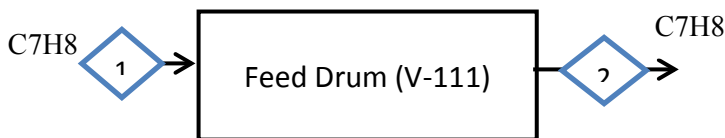
Basis perhitungan kg/jam toluene

Toluene = 25071,97936 kg/jam = 272,5215
 Komposisi Feed :
 Toluene 87% = 21813 kg/jam = 237,0937 kmol/jam
 Benzene 0,01% = 2,5072 kg/jam = 0,027252 kmol/jam
 Xylene 12,99% = 3256,9 kg/jam = 35,40054 kmol/jam
 Hidrogen kg/jam = 272,5215148 kmol/jam

1. Perhitungan neraca massa Feed Drum (V-111)

Fungsi : Untuk menampung bahan baku (C₇H₈) sebelum masuk proses produksi

Kondisi Operasi : P = 1 bar type : Bejana Horizontal
 T = 25 C



Tabel A.2 Perhitungan Neraca Masaa Feed Drum

Komponen	Masuk		Keluar	
	Aliran 1		Aliran 2	
	Kgmol/jam	Kg/jam	Kgmol/jam	Kg/jam

C ₇ H ₈	237,094	21813	237,0937	21813
C ₈ H ₁₀	35,401	3752	35,4005	3752
C ₆ H ₆	0,027	2,129	0,0273	2,129
Total	272,522	25567	272,5215	25567

2. Perhitungan neraca massa Feed Pre-Heater (E-113)

Fungsi : Untuk memanaskan bahan baku sebelum masuk kedalam furnace

Kondisi Operasi : P = 25 bar



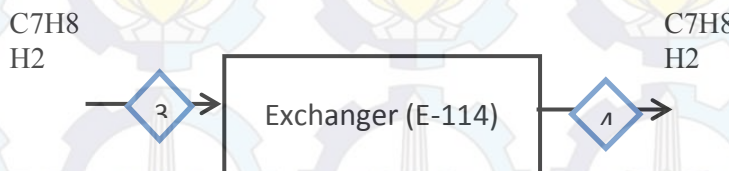
Tabel A.3 Perhitungan Neraca Massa Exchanger

Komponen	Masuk		Keluar	
	Aliran 2		Aliran 3	
	Kgmol/jam	Kg/jam	Kgmol/jam	Kg/jam
C ₇ H ₈	237,094	21813	237,09	21813
C ₈ H ₁₀	35,401	3752	35,4005	3752
C ₆ H ₆	0,027	2,129	0,027	2,129
H ₂	272,522	545,043	272,522	545,043
Total	545,043	26112	545,043	26112

3. Perhitungan neraca massa CF Exchanger (E-114)

Fungsi : Memaskan bahan baku hingga mencapai suhu optimal untuk masuk reaktor

Kondisi Operasi : P = 25 bar
 T in 225 T out 600 C



Tabel A.4 Perhitungan Neraca Massa Exchanger

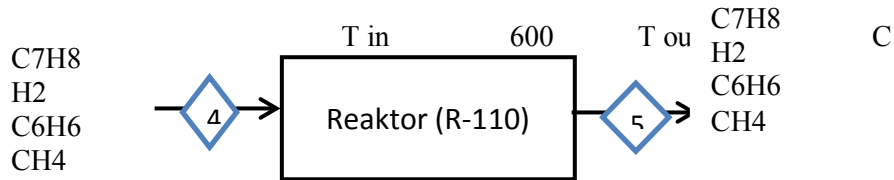
komponen	Masuk		Keluar	
	Aliran 3		Aliran 4	
	kgmol/jam	kg/jam	kgmol/jam	kg/jam
C ₇ H ₈	237,094	21812,6	237,094	21812,6
C ₈ H ₁₀	35,401	3752,5	35,401	3752,5
C ₆ H ₆	0,027	2,129	0,027	2,129

H ₂	272,522	545,043	272,522	545,043
Total	545,043	26112	545,043	26112

4. Perhitungan Neraca Massa Reaktor (R-110)

Fungsi : Untuk mereaksikan toluene (C₇H₈) dan hidrogen (H₂)
 dan menghasilkan benzene dan methane

Kondisi Operasi : P = 24 bar



Reaksi 1

Toluene yang terkonversi menjadi Benzene adalah 75%

Reaksi

		C ₇ H ₈	+	H ₂	↗	C ₆ H ₆	+	CH ₄
mula-mula		237,094		272,52		0,027		
Reaksi	=	177,8202884		177,82		177,8203		178
sisa	=	59,273		94,701		177,848		177,848

Reaksi 2

Toluene yang terkonversi menjadi Benzene adalah 59%

Reaksi

		C ₇ H ₈	+	C ₈ H ₁₀	↗	2 C ₈ H ₁₀
mula-mula		59,273		35,401		0,000
Reaksi	=	34,97132338		34,971		69,94265
sisa	=	24,302		0,4292		69,943

Reaksi 3

Toluene yang terkonversi menjadi Benzene adalah 59%

Reaksi

	2	C ₇ H ₈	↔	C ₆ H ₆	+	C ₈ H ₁₀
mula-mula		24,302		177,848		0
Reaksi	=	14,33824259		7,169121		70,372
						7,2

sisanya = 9,964 185,017 77,541

Tabel A.5 Perhitungan Neraca Massa Reaktor

komponen	Masuk		Keluar	
	Aliran 4		Aliran 5	
	kgmol/jam	kg/jam	kgmol/jam	kg/jam
C ₇ H ₈	237,094	21812,6	9,964	916,675
C ₈ H ₁₀	35,401	3752,5	77,541	8219,34
C ₆ H ₆	0,027	2,1	185,017	14452,39
H ₂	272,522	545,0	94,701	189,402
CH ₄	0,000	0,0	177,848	2852,67
Total	545,04	26112	545,07	26630

6. Perhitungan Neraca massa Separator 1 (V-210)

Fungsi Untuk memisahkan antara vapor dan liquid dari produk reaktor

Tipe Alat Vessel

Kondisi Operasi T (°C) 38 P (bar) 24
 (°K) 311 (kPa) 2400

Tabel A.7 Komposisi bahan masuk Separator 1

Komponen	Fraksi Massa	Xf. F	Antoine Coefficient		
			A	B	C
CH ₄	0,10712	2852,6216	39,205	-1324,4	-3,4366
H ₂	0,00711	189,39895	12,69	-94,896	1,1125
C ₆ H ₆	0,5427	14452,126	83,918	-6517,7	-9,3453
C ₇ H ₈	0,03442	916,65866	80,877	-6902,4	-8,7761
C ₈ H ₁₀	0,30864	8219,194	85,475	-7595,8	-9,378
Total	1	26629,999			

D	E	Ln Pv	Pv
3,10E-05	2	18,219458	81773
3,29E-04	2	50,591597	9,4E+18
7,12E-06	2	10,009332	22,233
5,80E-06	2	8,870773	7,12078
5,69E-06	2	7,7735285	2,37684

--	--	--	--

Coba iterasinya				
$\Psi(k)$	$f\{\Psi(k)\}$	$f'\{\Psi(k)\}$	$\Psi^{(k+1)}$	
0,493754	0,00013	3,801272 7	0,49372	6,77E- 05
0,493721	2,59792	6,514161 7	0,09491	- 0,80777

Rumus :

$$f\{\Psi\} = \sum_{i=1}^C \frac{z_i(1 - K_i)}{1 + \Psi(K_i - 1)} = 0$$

$$f'\{\Psi^{(k)}\} = \sum_{i=1}^C \frac{z_i(1 - K_i)^2}{[1 + \Psi^{(k)}(K_i - 1)]^2}$$

$$\Psi^{(k+1)} = \Psi^{(k)} - \frac{f\{\Psi^{(k)}\}}{f'\{\Psi^{(k)}\}}$$

$$\left| \frac{\Psi^{(k+1)} - \Psi^{(k)}}{\Psi^{(k)}} \right|$$

Tabel A.8 Mencari nilai K

Komponen	K	f{0}	f{1}	Ψ	Persamaan = 0
CH ₄	34,0721	-	185,457	0,49374	7,2213E- 05
H ₂	3,9E+15				
C ₆ H ₆	0,00926				
C ₇ H ₈	0,00297				
C ₈ H ₁₀	0,00099				

karena nilai K ada yang >1 dan <1, maka disebut independent composition) (sader,2006)

Tabel A.9 Menghitung distribusi komponen vapor dan liquid

Komponen	Laju alir vapor (kmol)	Laju alir liquid (kmol)	fraksi mol		berat mol
			x	y	liquid
CH ₄	269,118	275,9421 9	0,01883	0,64153 5	5,1956466 4
H ₂			9E-17	0,35188 8	2,4876E- 14

C ₆ H ₆			0,6698	0,00098	184,82607 9
C ₇ H ₈			0,036	0,00010 7	9,9349331 7
C ₈ H ₁₀			0,28073	0,00009	77,464745 8
Total			1,00536	0,9946	277,42140 5

berat mol	BM	berat kg	vapor
vapor		liquid	
172,6486	16,04	83,33817 2	2769,28
94,69948	2	4,975E- 14	189,399
0,263736	78,114	14437,50 4	20,6014
0,028748	92	914,0138 5	2,64481
0,024221	106	8211,263 1	2,56739
267,6648		23646,11 9	2984,5
		26630,61 5	

Komponen	fraksi mol		
	feed	vapor	liquid
CH ₄	0,10712	0,641535	0,01883
H ₂	0,00711	0,351888	9,00E- 17
C ₆ H ₆	0,5427	0,00098	0,6698
C ₇ H ₈	0,03442	0,000107	0,036
C ₈ H ₁₀	0,30864	0,00009	0,28073

Tabel A.10 Perhitungan Neraca massa Separator

Komponen	masuk	keluar	
	aliran 9	aliran 11 (top)	aliran 10 (bottom)
CH ₄	2852,62	2769,28	83,3382
H ₂	189,40	189,40	4,98E- 14
C ₆ H ₆	14452,1 3	20,60	14437,5 0
C ₇ H ₈	916,66	2,64	914,01
C ₈ H ₁₀	8219,19	2,57	8211,26

Sub total		2984,50	23646,1 2
Total	26630,0 0	26630,6	

7. Perhitungan Neraca massa Separator 2 (V-220)

Fungsi Untuk memisahkan antara vapor dan liquid dari produk reaktor

Tipe Alat vessel

Kondisi Operasi $T(^{\circ}\text{C})$ 38 $P(\text{bar})$ 3
 $(^{\circ}\text{F})$ 311 (kPa) 300

Tabel A.11 Komposisi bahan masuk Separator 2

Komponen	Fraksi Massa	Xf. F	Antoine Coefficient		
			A	B	C
CH ₄	0,0035244	83,3381742	39,205	-1324,4	-3,4366
H ₂	2,104E-18	4,9752E-14	12,69	-94,896	1,1125
C ₆ H ₆	0,6105655	14437,5047	83,918	-6517,7	-9,3453
C ₇ H ₈	0,0386539	914,013874	80,877	-6902,4	-8,7761
C ₈ H ₁₀	0,3472563	8211,26325	85,475	-7595,8	-9,378
Total	1	23646,12			

D	E	Ln Pv	Pv
3,10E-05	2	18,2194578	81773,01
3,29E-04	2	50,5915968	9,37E+18
7,12E-06	2	10,0093321	22,23298
5,80E-06	2	8,870773	7,120783
5,69E-06	2	7,77352854	2,376843

Tabel A.12 Mencari nilai K

Komponen	K	f{0}	f{1}	Ψ	Persamaan = 0
CH ₄	272,57669	-6,95744552	44,74253	0,49876	1,72535
H ₂	3,123E+16				
C ₆ H ₆	0,0741099				
C ₇ H ₈	0,0237359				

C_8H_{10}	0,0079228				

karena nilai K ada yang >1 dan <1 , maka disebut independent composition) (seader,2006)

Tabel A.13 menghitung Distribusi komponen vapor dan liquid

Komponen	Laju alir vapor (kmol)	Laju alir liquid (kmol)	fraksi mol		berat mol
			x	y	liquid
CH_4	138,3667	139,054708	0,000137	0,03741	0,01909
H_2			5,76E-33	1,8E-16	8E-31
C_6H_6			1,32499	0,00097	184,246
C_7H_8			0,071227	0,00067	9,90447
C_8H_{10}			0,558886	0,00019	77,7157
Total			1,95524	0,03925	271,885

berat mol	BM	berat kg	
vapor		liquid	vapor
5,176561	16,04	0,30613367	83,03204
2,49E-14	2	1,6012E-30	4,98E-14
0,134754	78,114	14392,1997	10,52617
0,092706	92	911,210908	8,528924
0,026614	106	8237,861	2,821105
5,430635		23541,5777	104,9082
		23646,486	

Tabel A.14 Neraca massa separator 2

Komponen	masuk	keluar	
	aliran 10	aliran 13 (top)	aliran 12 (bottom)
CH_4	83,34	83,03	0,31
H_2	4,98E-14	4,98E-14	1,60E-30
C_6H_6	14437,50	10,53	14392,20
C_7H_8	914,01	8,53	911,21
C_8H_{10}	8211,26	2,82	8237,86
Sub total		104,91	23541,58
Total	23646,12	23646,49	

9. Perhitungan Neraca Massa Distilasi (C-310)

Fungsi : Untuk memisahkan antara benzene dan toluene

Kondisi operasi : P = 3 atm

T = 147 C

Type :

Tabel A.15 Antoine Coefficient

Komponen	Antoine Coefficient				
	A	B	C	D	E
C ₆ H ₆	83,9180	-6517,7	-9,3453	7,12E-06	2
C ₇ H ₈	80,8770	-6902,4	-8,7716	5,80E-06	2
C ₈ H ₁₀	85,4750	-7595,8	-9,378	5,69E-06	2
CH ₄	39,2050	-1324,4	-3,4366	3,10E-05	2
H ₂	12,6900	-94,896	1,1125	3,29E-04	2

Feed yang masuk, top product dan bottom product dalam kondisi liquida jenuh

Menghitung boiling point Feed

$$T = 150,000 \quad C = 423 \quad K$$

$$P_t = 3,3 \quad atm = 334,3725 \quad kPa$$

Menghitung Ki dapat menggunakan rumus sebagai berikut :

$$P_{sat} = EXP \left(A + \frac{B}{T} + C \times LN T \right)$$

Tabel A.16 Komposisi bahan masuk

komponen	Aliran 10		xf	
	kgmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C ₆ H ₆	184,2461	14392,20	0,677660526	0,61135
C ₇ H ₈	9,9045	911,21	0,036428772	0,03871
C ₈ H ₁₀	77,7157	8237,86	0,285839618	0,34993
CH ₄	1,93E-02	0,3100	7,11E-05	1,3E-05
H ₂	8,00E-31	1,60E-30	2,94E-33	6,80E-35
	271,886	23541,58	1	1

yi didapatkan dari rumus :

$$y_i = \frac{\alpha_i \times x_f}{\sum \alpha_i \times x_f}$$

Tabel A.17 Perhitungan Boiling point feed

Komponen	xf	P sat	Ki	αi
C ₆ H ₆	0,677661	579,078	1,731836	4,243198

C ₇ H ₈	0,036429	282,64	0,845284	2,071043
C ₈ H ₁₀	0,28584	136,472	0,408144	1
CH ₄	7,11E-05	1122058	3355,713	8221,885
H ₂	2,94E-33	8,3E+30	2,47E+28	6,05E+28
Total	1			

$\alpha_i \times x_f$	y_i
2,875448	0,752468196
0,075446	0,019743139
0,28584	0,074800595
0,584444	0,152941463
1,8E-04	4,66E-05
3,821355	1

Perhitungan Distribusi komponen lain
 Diharapkan kemurnian benzene 99.99 sebagai produk atas

Distribusi komponen produk atas

C ₆ H ₆	99%	sebagai produk atas
C ₇ H ₈	0,05%	sebagai produk atas
C ₈ H ₁₀	0,05%	sebagai produk atas
CH ₄	99%	sebagai produk atas
H ₂	99%	sebagai produk atas

Distribusi mol masing2 komponen

Distilat = % distribusi x feed
 Feed -
 Bottom = distilat

Tabel A.18 Perhitungan distribusi komponen

Komponen	Feed	x_f	Distilat	x_d
C ₆ H ₆	184,246	0,67766	182,404	0,999655
C ₇ H ₈	9,9045	0,03643	0,004952	2,71E-05
C ₈ H ₁₀	77,7157	0,28584	0,038858	0,000213
CH ₄	1,93E-02	7,1E-05	1,9E-02	1,0E-04
H ₂	8,00E-31	2,9E-33	7,9E-31	4,3E-33
Total	271,9	1	182,467	1

Bottom	xb
1,8425	0,020604814
9,8995	0,11070923
77,6768	0,868683796
1,93E-04	2,16E-06
8,00E-33	8,94665E-35
89,4190	1

Tabel A.19 Perhitungan neraca massa kolom distilasi

komponen	Masuk		Keluar	
	Aliran 14		Aliran 15	
	kgmol/jam	kg/jam	kgmol/jam	kg/jam
C ₆ H ₆	184,246	14392,200	1,8E+02	1,4E+04
C ₇ H ₈	9,904	911,210	4,95E-03	4,6E-01
C ₈ H ₁₀	77,716	8237,860	3,89E-02	4,1E+00
CH ₄	1,93E-02	3,10E-01	1,91E-02	3,07E-01
H ₂	8,00E-31	1,60E-30	7,92E-31	1,58E-30
Sub Total	271,886	23541,580	1,8E+02	1,4E+04
Total				271,886
				kmol/jam

Aliran 20		kgmol/jam	kg/jam
kgmol/jam	kg/jam		
1,842	143,922		
9,900	910,7544		
77,677	8233,741		
1,93E-04	3,1E-03		
8,0E-33	1,6E-32		
89,4190	9288,42	23541,580	kg/jam

kadar overhead product (distilat)

Tabel A.20 kadar overhead product

komponen	kg/jam	(%)
C ₆ H ₆	14248,278	99,96575
C ₇ H ₈	0,4556	0,003197
C ₈ H ₁₀	4,1189	0,028898
CH ₄	0,3069	0,002153
H ₂	1,58E-30	1,11E-32
Total	14253,159	100

Menghitung T dew point dari distilat

Trial

T = 112 385 K

P = 2,9 atm 294 kPa

Tabel A.21 Menghitung dew point

Komponen	yi	P sat	Ki	ai
C ₆ H ₆	0,999655	245,101	0,834124	5,20642
C ₇ H ₈	2,71E-05	107,896	0,36719	2,291921
C ₈ H ₁₀	0,000213	47,0767	0,160211	1
CH ₄	1,05E-04	439461	1495,566	9334,993
H ₂	4,34E-33	3E+26	1,01E+24	6,3E+24
Total	1			

yi/ai	xi
0,192004	0,998830502
1,18E-05	6,16025E-05
0,000213	0,001107838
1,12E-08	5,84E-08
6,89E-58	3,58E-57
0,192229	1

Menghitung bubble point bottom product

Trial

T = 170 443 K

P = 2,9 atm 294 kPa

Tabel A.22 Menghitung bubble point

Komponen	xi	P sat	Ki	ai
C ₆ H ₆	0,020605	852,914	2,902624	3,882697
C ₇ H ₈	0,110709	435,325	1,481493	1,98172
C ₈ H ₁₀	0,868684	219,671	0,747579	1
CH ₄	2,16E-06	1886409	6419,796	8587,447
H ₂	8,95E-35	2,6E+33	8,95E+30	1,2E+31
Total	1			

xi x ai	yi
0,080002	0,067358
0,219395	0,18472
0,868684	1,031747
0,018561	0,015627
0,001071	0,000902

1,187712	1
0,841955	

10. Perhitungan Neraca Massa Accumulator (V-121)

Fungsi : Untuk menampung overhead product dari kolom distilasi yang sudah dikondensasi

Kondisi operasi : $P = 2,9 \text{ atm}$
 $T = 141,414 \text{ K}$

Menghitung reflux minimum

$$T_{Av} = \frac{T_{Dew} + T_{bub}}{2}$$

$$P = 2,9 \text{ atm} = 294 \text{ kPa}$$

Tabel A.23 Perhitungan P sat

Komponen	kmol/jam	P sat	Ki	α
C ₆ H ₆	1,84E+02	480,01735	1,63359	4,433762
C ₇ H ₈	9,90E+00	229,15343	0,77985	2,116615
C ₈ H ₁₀	7,77E+01	108,26413	0,36844	1
CH ₄	1,93E-02	893584,25	3041,03	8253,743
H ₂	8,00E-31	6,722E+29	2,3E+27	6,21E+27
Total	2,72E+02			

Perhitungan Trial

Θ berdasarkan

Perry 6ed,
 halaman 13-37
 s/d 13-38 :

$$\sum_{i=1}^n \frac{x_i f}{(\alpha_i - \theta) / \alpha_i}$$

Persamaan

Underwood =

(1-q)

=

(Perry 6ed, pers.13-43, p.13-37)

Trial

Θ dilakukan sehingga mencapai hasil (1

maka feed masuk pada kondisi liquida jenuh dan nilai (Rmin+1) positif. (Perry6ed,p.13-37,13-38).

(1-q) = 0, maka q =1:feed masuk pada kondisi liquida jenuh

Reflux minimum, Rmin+1 =

$$\sum_{i=1}^n \frac{x_i n}{(\alpha_i - \theta) / \alpha_i}$$

Trial = 1,274

Tabel A.24 Menghitung reflux minimum

Komponen	α	xf	$\alpha_i \cdot x_f / (\alpha_i - \theta)$		xd	$\alpha_i \cdot x_d / (\alpha_i - \theta)$
C ₆ H ₆	4,433762	6,78E-01	9,51E-01		1,00E+00	#####

C ₇ H ₈	2,116615	3,64E-02	9,15E-02	2,71E-05	#####
C ₈ H ₁₀	1	2,86E-01	-1,04E+00	2,13E-04	#####
CH ₄	8253,743	7,11E-05	7,11E-05	1,05E-04	0,0001
H ₂	6,21E+27	2,94E-33	2,94E-33	4,34E-33	4E-33
Total		1	3,13E-05	1	#####

$$R_m + 1 = \frac{\alpha_i \cdot x_d}{(\alpha_i - \theta)}$$

$$R_m = 1,402$$

$$= 0,402$$

Optimum Reflux Ratio (Ropt) = 1,1 s/d 1,5 x Rmin (Perry 6ed,p.13-34)

Digunakan Ropt = 1,5 x Rmin

$$R_{opt} = 0,603283$$

$$R_{opt} = L/D$$

0,99

$$\text{Feed} = 14253,159 \text{ kg/jam}$$

$$\text{vapor} = 3,07E-01 \text{ kg/jam}$$

$$F = L + D + V$$

$$14253 = 0,603283 D + D + 3,07E-01$$

$$14252,9 = 1,603283 D$$

$$D = 8889,79$$

$$L = 5363,06$$

Tabel A.25 Menghitung fraksi vapor, distilat

Komponen	xf	yv	xd	xl
C ₆ H ₆	1,00E+00	0	0,99968	0,999678
C ₇ H ₈	2,71E-05	0	3,2E-05	3,2E-05
C ₈ H ₁₀	2,13E-04	0	2,89E-04	2,89E-04
CH ₄	1,05E-04	0,99	1,1E-06	1,09E-06
H ₂	4,34E-33	0,01	5,61E-36	5,61E-36
Total	1	1	1	1

Tabel A.26 Perhitungan Neraca massa Accumulator

Komponen	Masuk	Keluar		
	Aliran 16	Aliran19	Aliran 17	Aliran 18
	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam
C ₆ H ₆	14248,28	0	8886,929	5361,334
C ₇ H ₈	0,455605	0	0,284	0,171
C ₈ H ₁₀	4,11893	0	2,569	1,550
CH ₄	3,07E-01	3,04E-01	0,010	0,006
H ₂	1,58E-30	1,58E-32	4,99E-32	3,01E-32
Total	14253,16	0,303831	8889,79	5363,06
Total		14253,156	kg/jam	

**APPENDIK B
 NERACA PANAS**

Kapasitas Produksi

Kapasitas	=	70000	ton benzene/tahun
	=	281,82	ton benzene/hari
	=	281818	kg benzene/hari
	=	6763636	kg /jam
Bahan baku	=	-	toluene
		-	hidrogen
Produk	=	-	benzene
		-	Methane

Perhitungan neraca panas menggunakan rumus sebagai berikut
 Perhitungan beban panas pada masing-masing alur masuk dan keluar

$$Q = H = \int_{T_{ref}}^T nx C_p dT$$

Dimana

n	=	Mol (Kmol)
C _p	=	Kapasitas Panas (Kj/Kmol)
T	=	Temperatur (C)

Persamaan untuk menghitung kapasitas panas neraca panas

$$C_p = a + bT + cT^2 + dT^3$$

Jika C_p adalah fungsi dari temperatur maka persamaan menjadi

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = \int_{T_1}^{T_2} (a + bT + cT^2 + dT^3) dT$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = a(T_2 - T_1) + \frac{b}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{c}{3}(T_2^3 - T_1^3) + \frac{d}{4}(T_2^4 - T_1^4)$$

Untuk menghitung enthalpy reaksi rumus yang digunakan

$$\Delta H_{R25C} = \sum_{produk} n_i H_{f_i} - \sum_{reaktan} n_i H_{f_i}$$

Perhitungan energi untuk sistem yang melibatkan reaksi

$$\frac{dQ}{dt} = r \Delta H_R + N \int_{T_1}^{T_2} C_p dT_{out} - N \int_{T_1}^{T_2} C_p dT_{in}$$

Tabel B.1 Data Kapasitas Panas masing masing komponen

Komponen	Heat Capacity
	Liquid Heat Capacity

	a	b	c	d	e
C_7H_8	140140	-152,3	0,695	0	0
C_6H_6	129440	-169,5	0,64781	0	0
C_8H_{10}	154040	-142,29	0,80539	0	0
CH_4	607141	-18945	238,42	-1,3113	0

Perhitungan Cp untuk liquid

$$\frac{dQ}{dt} = A + B.T + C.T^2 + D.T^3 + E.T^4$$

Komponen	Heat Capacity			
	Gas ideal Heat Capacity			
	a	b	c	d
C_7H_8	-4,4E+01	6,04E-01	4,0E-04	1,0E-07
C_6H_6	-43,7813	0,52329	-3,7E-04	1,1E-07
C_8H_{10}	-43,0868	0,70676	4,8E-04	1,3E-07
CH_4	25,3596	0,01686	7,1E-05	-4,08E-08

Perhitungan Cp untuk gas ideal

$$\frac{dQ}{dt} = A + B \left[\frac{(C/T)}{\sinh(C/T)} \right]^2 + \left[\frac{(E/T)}{\cosh(E/T)} \right]^2$$

Tabel B.2 Heat of Vaporation

Komponen	Heat of vaporation, J/K				
	a	b	c	d	e
C_7H_8	4,95E+07	0,37742	0	0	0
C_6H_6	4,53E+07	0,39053	0	0	0
C_8H_{10}	5,48E+07	0,39524	0	0	0
CH_4	1,03E+07	0,3138	-0,2318	0,2575	0

Komponen	Tr (F)	Tr (C)	Tr (K)
C_7H_8	605,552	318,64	591,79
C_6H_6	552,02	288,9	562,05
C_8H_{10}	651,2	344	617,15
CH_4	-116,54	-82,522	190,6278

$$\frac{dQ}{dt} = A (1 - \tau_r) \left(B + C \cdot \tau_r + D \tau_r^2 + E \cdot \tau_r^3 \right)$$

Tabel B.3 Heat of formation :

Komponen	Hf, J/kmol
C_7H_8	5,02E+04

C_6H_6	8,23E+04
C_8H_{10}	2,99E+04
CH_4	-7,49E+04

Menghitung massa steam yang dibutuhkan :
 Steam yang digunakan adalah steam saturated

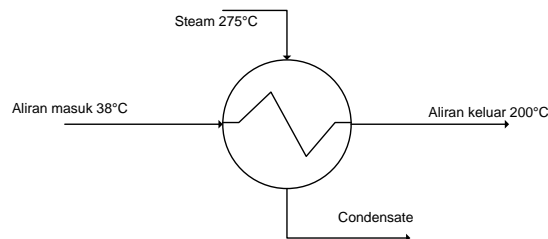
T (°C)	P (atm)	λ (Kj/kg)
125	2,32	2188,51
200	15,53	1940,75
275	59,42	1574,93

Air pendingin :

$$T_{in} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ } ^\circ\text{K} = 388,040 \text{ } \text{kJ/kmol}$$

$$T_{out} = 45 \text{ } ^\circ\text{C} = 318,15 \text{ } ^\circ\text{K} = 1516,9 \text{ } \text{kJ/kmol}$$

1. Neraca panas Feed Preheater



Fungsi : Untuk menaikkan suhu fresh Toluene yang menuju combine feed exchanger dari 38 °C hingga suhu 200 °C.

$$T_{in} = 35 \text{ } ^\circ\text{C} = 308,15 \text{ } \text{K}$$

$$T_{out} = 200 \text{ } ^\circ\text{C} = 473,15 \text{ } \text{K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ } \text{K}$$

Menghitung entalpi aliran dingin

Aliran dingin masuk (H_{in})

Komponen	(kmol)	$\int C_{pL} dt$ (Kj/kmol)	H (kJ)
C_7H_8	241,932	1578,464928	381881,177
C_6H_6	0,028	1375,951622	38,52664542
C_8H_{10}	36,123	1849,267767	66801,09953
CH_4	0	358,867924	0
H_2	278,083	14643,98996	4072244,66
Total			4520965,463

Aliran dingin masuk (H_{out})

Komponen	(kmol)	$\int Cp_L dt (Kj/kmol)$	H (kJ)
C_7H_8	241,932	32645,15083	7897906,632
C_6H_6	0,028	28362,55274	794,1514768
C_8H_{10}	36,123	38675,63956	1397080,128
CH_4	0	7032,756919	0
H_2	278,083	14643,98996	4072244,66
<i>Total</i>			13368025,57

Neraca panas overall untuk feed preheater

Asumsi $Q_{loss} = 5\%$ dari Q_{supply}

$$\begin{aligned}
 H_{in} + Q_{suplay} &= H_{out} + Q_{loss} \\
 4520965,463 + Q_{suplay} &= 13368026 + Q_{loss} \\
 (1 - 0,05) Q_{suplay} &= 8847060 \\
 Q_{suplay} &= \frac{8847060}{0,95} \\
 Q_{suplay} &= 9312695 \\
 Q_{loss} &= 465634,7
 \end{aligned}$$

Menghitung massa steam yang dibutuhkan :

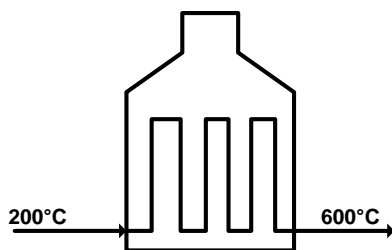
Steam yang digunakan adalah steam saturated dengan suhu 275 °C dan tekanan 59,42 atm

$$\begin{aligned}
 Q_{suplay} &= m \times \lambda \\
 &= m \times 1574,93 \\
 Q_{suplay} &= 9312694,85 \\
 m &= \frac{9312694,85}{1574,93} \\
 &= 5913,084931
 \end{aligned}$$

Neraca Panas Feed Preheater :

Masuk		Keluar	
Komponen	Enthalpi (kJ)	Komponen	Enthalpi (kJ)
C_7H_8	381881,177	C_7H_8	7897906,632
C_6H_6	38,52664542	C_6H_6	794,1514768
C_8H_{10}	66801,09953	C_8H_{10}	1397080,128
CH_4	0	CH_4	0
H_2	4072244,66	H_2	4072244,66
Q_{suplay}	9312694,85	Q_{loss}	465634,7425
<i>Total</i>	13833660,31	<i>Total</i>	13833660,31

1. Neraca panas Feed Furnace



Fungsi : Untuk menaikkan suhu fresh Toluene yang menuju Reaktor dari 200 °C hingga suhu 600 °C.

$$\begin{aligned}
 T_{in} &= 200 \text{ } ^\circ\text{C} = 473,15 \text{ K} \\
 T_{out} &= 600 \text{ } ^\circ\text{C} = 873,15 \text{ K} \\
 T_{ref} &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Menghitung entalpi aliran

Aliran dingin masuk (H_{in})

Komponen	(kmol)	$\int C_{pL} dt$ (Kj/kmol)	H (kJ)
C_7H_8	241,932	32645,15083	7897906,632
C_6H_6	0,028	28362,55274	794,1514768
C_8H_{10}	36,123	38675,63956	1397080,128
CH_4	0	7032,756919	0
H_2	278,083	14643,98996	4072244,66
<i>Total</i>			13368025,57

Aliran dingin masuk (H_{out})

Komponen	(kmol)	$\int C_{pL} dt$ (Kj/kmol)	H (kJ)
C_7H_8	241,932	177369,916	42911458,51
C_6H_6	0,028	155371,0666	4350,389864
C_8H_{10}	36,123	212252,893	7667211,252
CH_4	0	29602,43946	0
H_2	278,083	14643,98996	4072244,66
<i>Total</i>			54655264,81

Neraca panas overall untuk feed preheater

Asumsi $Q_{loss} = 5\%$ dari Q_{supply}

$$\begin{aligned}
 H_{in} + Q_{suplay} &= H_{out} + Q_{loss} \\
 13368025,57 + Q_{suplay} &= 54655265 + Q_{loss} \\
 (1 - 0,05) Q_{suplay} &= 41287239 \\
 Q_{suplay} &= \frac{41287239}{0,95} \\
 Q_{suplay} &= 43460252 \\
 Q_{loss} &= 2173013
 \end{aligned}$$

b.

Menghitung konsumsi bahan bakar Natural Gas (NG) pada Furnace

Spesifikasi bahan bakar yang digunakan :

$$\begin{aligned} \text{Nett Heating Value} &= 900 \text{ BTU/SCF} \\ &= 50642 \text{ Kj/kg} \end{aligned}$$

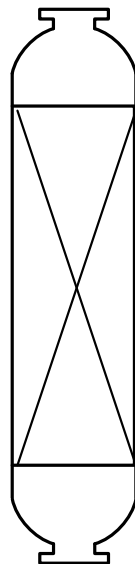
$$\text{Furnace efficiency} = 0,75$$

$$\begin{aligned} M_{\text{Fuel}} &= \frac{Q}{\text{Hv} \cdot \eta} \\ &= 1144,258573 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca Panas Feed Preheater :

Masuk		Keluar	
Komponen	Enthalpi (kJ)	Komponen	Enthalpi (kJ)
C_7H_8	7897906,632	C_7H_8	42911458,51
C_6H_6	794,1514768	C_6H_6	4350,389864
C_8H_{10}	1397080,128	C_8H_{10}	7667211,252
CH_4	0	CH_4	0
H_2	4072244,66	H_2	4072244,66
Q_{suplay}	43460251,83	Q_{loss}	2173012,591
<i>Total</i>	56828277,4	<i>Total</i>	56828277,4

3. Neraca Panas Hydrodealkilation Reaksi



Fungsi : Sebagai tempat bereaksinya antara toluene dan hidrogen hingga menjadi benzene dan methane, reaksi ini disebut hydrodealkilasi. Tolene yang akan terkonversi menjadi benzene sebanyak 75%.

$$\text{Tin} = 600 \text{ } ^\circ\text{C} = 873,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} T_{out} &= 654 \text{ } ^\circ\text{C} = 927,15 \text{ K} \\ T_{ref} &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K} \end{aligned}$$

Menghitung entalpi aliran dingin

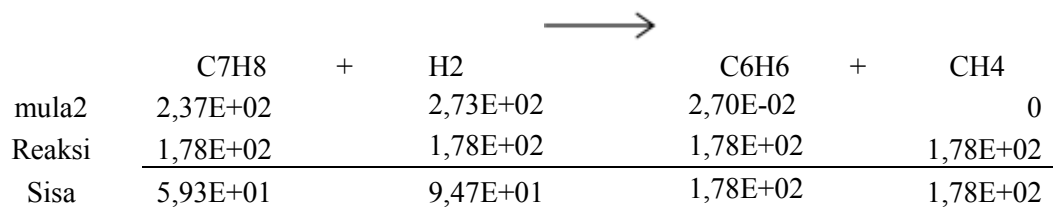
Aliran dingin masuk (H_{in})

Komponen	(kmol)	$\int C_{pL} dt (Kj/kmol)$	H (kJ)
C_7H_8	237,094	177369,916	42053342,85
C_6H_6	0,027	155371,0666	4195,018797
C_8H_{10}	35,401	212252,893	7513964,664
CH_4	0	278243,7118	0
H_2	272,552	14643,98996	3991248,752
<i>Total</i>	545,074		53562751,29

Aliran dingin keluar (H_{out})

Komponen	(kmol)	$\int C_{pL} dt (Kj/kmol)$	H (kJ)
C_7H_8	59,27	207953,0161	12326103,1
C_6H_6	177,85	182474,9094	32452706,46
C_8H_{10}	35,40	248904,6769	8811474,467
CH_4	177,82	326811,7144	58113822,47
H_2	94,73	14643,98996	1387247,135
<i>Total</i>	545,07		113091353,6

Reaksi



Komponen	n(kmol)	ΔH_f	$n \cdot \Delta H_f$
C_7H_8	5,93E+01	5,02E+04	2,98E+06
H_2	9,47E+01	0,00E+00	0,00E+00
C_6H_6	1,78E+02	8,23E+04	1,46E+07
CH_4	1,78E+02	-7,49E+04	-1,33E+07

- Menghitung *enthalpy* reaksi pada Treaktor (Produk)

Komponen	(kmol)	$\int C_{pL} dt (Kj/kmol)$	H (kJ)
C_6H_6	1,78E+02	155371,0666	2,76E+07
CH_4	1,78E+02	278243,7118	4,95E+07
<i>Total</i>	3,56E+02		77109791,72

- Menghitung *enthalpy* reaksi pada Tref (Reaktan)

Komponen	(kmol)	$\int C_{pL} dt (Kj/kmol)$	H (kJ)
C_7H_8	2,37E+02	177369,916	4,21E+07
H_2	2,73E+02	146439,8996	39912487,52

<i>Total</i>	5,10E+02		81965830,37
--------------	----------	--	-------------

$$\begin{aligned} \Delta H_r &= \Delta H_r \quad T_{ref} + \Delta H \text{ produk} - \Delta H_{reaktan} \\ &= -1,66E+06 + 77109791,7 - 81965830,4 \\ &= -6,51E+06 \end{aligned}$$

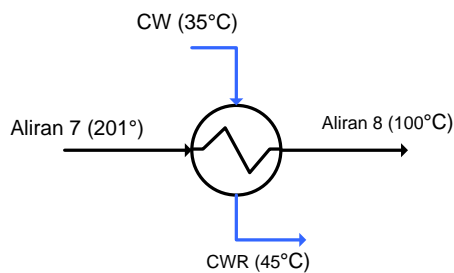
Neraca Panas Overall

$$\begin{aligned} Q &= H_{out} - H_{in} + H_{rxtotal} \\ &= 1,13E+08 - 53562751,3 + -6,51E+06 \\ &= 5,30E+07 \end{aligned}$$

Neraca Panas Hydridealkilition reactor

Masuk		Keluar	
Komponen	Enthalpi (kJ)	Komponen	Enthalpi (kJ)
C_7H_8	42053342,85	C_7H_8	12326103,1
C_6H_6	4195,018797	C_6H_6	32452706,46
C_8H_{10}	7513964,664	C_8H_{10}	8811474,467
CH_4	0	CH_4	58113822,47
H_2	3991248,752	H_2	1387247,135
Q	5,30E+07	$H_{rxtotal}$	-6,51E+06
<i>Total</i>	106577879,1		106577879,1

6. Separator Cooling 1



Fungsi : untuk mendinginkan produk dari reaktor, hingga mencapai suhu yang sesuai untuk masuk dalam separator 1.

$$\begin{aligned} T_{in} &= 277 \text{ } ^\circ\text{C} = 550,15 \text{ K} \\ T_{out} &= 150 \text{ } ^\circ\text{C} = 423,15 \text{ K} \\ T_{ref} &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K} \end{aligned}$$

Menghitung entalpi aliran dingin

Aliran dingin masuk (H_{in})

Komponen	(kmol)	$\int Cp_L dt$ (Kj/kmol)	H (kJ)
C_7H_8	9,9045	51471,66393	509801,0954
C_6H_6	184,2461	44734,50881	8242158,783
C_8H_{10}	77,7157	61196,20334	4755905,78
CH_4	1,93E-02	74369,13839	1435,324371
H_2	8,00E-31	14643,98996	1,17152E-26
<i>Total</i>			13509300,98

Aliran dingin keluar (H_{out})

Komponen	(kmol)	$\int Cp_L dt$ (Kj/kmol)	H (kJ)
C_7H_8	9,9045	22064,43832	218537,2293
C_6H_6	184,2461	19176,61905	3533217,271
C_8H_{10}	77,7157	26065,9504	2025733,581
CH_4	0,0193	28959,31253	558,9147319
H_2	8E-31	14643,98996	1,17152E-26
<i>Total</i>			5778046,996

$$\begin{aligned}
 Q &= Q_{out} - Q_{in} \\
 &= 5778047 - 13509301 \\
 &= -7731253,986
 \end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan air pendingin :

Entalpi air pendingin masuk :

$$\begin{aligned}
 Q &= m_a \times \int Cp dt \\
 &= (m_a \times 388,040) \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Entalpi air pendingin keluar :

$$\begin{aligned}
 Q &= m_a \times \int Cp dt \\
 &= (m_a \times 1516,900) \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Q yang diserap air pendingin :

$$\begin{aligned}
 Q &= Q_{keluar} - Q_{masuk} \\
 &= ((1128,860) \times m_a) \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

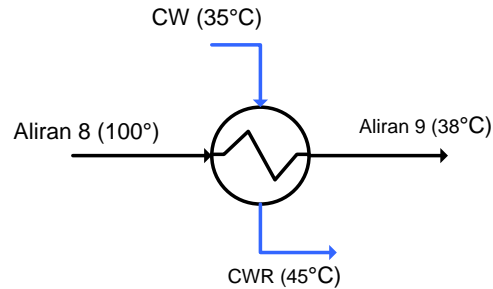
$$\begin{aligned}
 H_{masuk} &= H_{keluar} + Q_{yang\ d\ serap} \\
 13509300,98 &= 5778046,996 + 1128,860 \times m_a \\
 m_a &= 6848,727022 \text{ kg/h} \\
 &= 6,848727022 \text{ ton/h}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas Combine Feed Exchanger :

Masuk		Keluar	
Komponen	Enthalpi (kJ)	Komponen	Enthalpi (kJ)
C_7H_8	509801,0954	C_7H_8	218537,2293
C_6H_6	8242158,783	C_6H_6	3533217,271
C_8H_{10}	4755905,78	C_8H_{10}	2025733,581

CH_4	1435,324371	CH_4	558,9147319
H_2	1,17152E-26	H_2	1,17152E-26
Q	-7,73E+06		0,00E+00
<i>Total</i>	5778046,996		5778046,996

7. Separator Cooling 2



Fungsi : untuk mendinginkan produk dari reaktor, hingga mencapai suhu yang sesuai untuk masuk dalam separator 1.

$$\begin{aligned}
 T_{in} &= 150 \text{ } ^\circ\text{C} = 423,15 \text{ K} \\
 T_{out} &= 38 \text{ } ^\circ\text{C} = 311,15 \text{ K} \\
 T_{ref} &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Menghitung entalpi aliran dingin

Aliran dingin masuk (H_{in})

Komponen	(kmol)	$\int Cp_L dt$ (Kj/kmol)	H (kJ)
C_7H_8	9,9045	22064,43832	218537,2293
C_6H_6	184,2461	19176,61905	3533217,271
C_8H_{10}	77,7157	26065,9504	2025733,581
CH_4	1,93E-02	28959,31253	558,9147319
H_2	8,00E-31	14643,98996	1,17152E-26
<i>Total</i>			5778046,996

Aliran dingin keluar (H_{out})

Komponen	(kmol)	$\int Cp_L dt$ (Kj/kmol)	H (kJ)
C_7H_8	9,9045	2057,323717	20376,76276
C_6H_6	184,2461	1793,158191	330382,4035
C_8H_{10}	77,7157	2410,879207	187363,1652
CH_4	0,0193	2345,044021	45,2593496
H_2	8E-31	14643,98996	1,17152E-26
<i>Total</i>			538167,5908

$$\begin{aligned}
 Q &= Q_{out} - Q_{in} \\
 &= 538167,6 - 5778047 \\
 &= -5239879,405
 \end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan air pendingin :

Entalpi air pendingin masuk :

$$Q = m_a \times \int C_p dt$$

$$= (m_a \times 388,040) \text{ kJ}$$

Entalpi air pendingin keluar :

$$Q = m_a \times \int C_p dt$$

$$= (m_a \times 1516,900) \text{ kJ}$$

Q yang diserap air pendingin :

$$Q = Q_{\text{keluar}} - Q_{\text{masuk}}$$

$$= ((1128,860) \times m_a) \text{ kJ}$$

Neraca panas over all cooler :

$$H_{\text{masuk}} = H_{\text{keluar}} + Q_{\text{yang d serap}}$$

$$5778046,996 = 538167,5908 + 1128,860 \times m_a$$

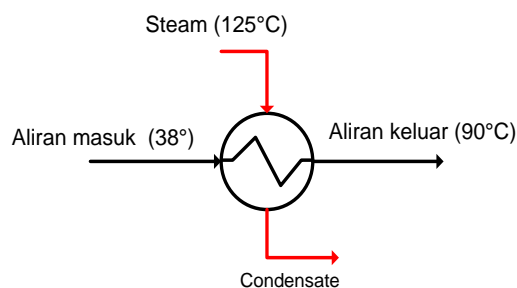
$$m_a = \frac{4641,744242}{1} \text{ kg/h}$$

$$= 4,641744242 \text{ ton/h}$$

Neraca Panas Separator Cooler 2:

Masuk		Keluar	
Komponen	Enthalpi (kJ)	Komponen	Enthalpi (kJ)
C_7H_8	218537,2293	C_7H_8	20376,76276
C_6H_6	3533217,271	C_6H_6	330382,4035
C_8H_{10}	2025733,581	C_8H_{10}	187363,1652
CH_4	558,9147319	CH_4	45,2593496
H_2	1,17152E-26	H_2	1,17152E-26
Q	-5,24E+06		0,00E+00
<i>Total</i>	538167,5908		538167,5908

8. Neraca Panas Benzene Preheater



Fungsi : Untuk menguapkan aliran distillate Bz Column

$$T_{in} = 38 \text{ } ^\circ\text{C} = 311,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 90 \text{ } ^\circ\text{C} = 363,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Menghitung entalpi aliran dingin

Aliran dingin masuk (H_{in})

Komponen	(kmol)	$\int C_{pL} dt (Kj/kmol)$	H (kJ)
C_7H_8	10,016	2057,323717	20606,15435
C_6H_6	1,868	1793,158191	3349,619502
C_8H_{10}	78,999	2410,879207	190457,0465
CH_4	1,94E-04	2345,044021	0,45493854
H_2	1,61E-30	14643,98996	2,35768E-26
<i>Total</i>			214413,2753

Aliran dingin masuk (H_{in})

Komponen	(kmol)	$\int C_{pL} dt (Kj/kmol)$	H (kJ)
C_7H_8	10,016	10790,69235	108079,5746
C_6H_6	1,868	9389,094084	17538,82775
C_8H_{10}	78,999	12696,33297	1002997,608
CH_4	0,000194	13238,64225	2,568296596
H_2	1,61E-30	14643,98996	2,35768E-26
<i>Total</i>			1128618,579

Neraca panas overall untuk reboiler

Asumsi $Q_{loss} = 5\%$ dari Q_{supply}

$$\begin{aligned}
 H_{in} + Q_{supply} &= H_{out} + Q_{loss} \\
 214413,3 + Q_{supply} &= 1128619 + Q_{loss} \\
 (1 - 0,05) Q_{supply} &= 9,E+05 \\
 Q_{supply} &= \frac{914205,3034}{0,95} \\
 &= 962321,3719 \\
 Q_{loss} &= 48116,0686
 \end{aligned}$$

Steam yang digunakan adalah steam saturated dengan suhu 125 °C dan tekanan 4 atm

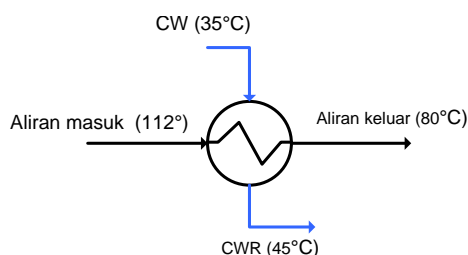
$$\begin{aligned}
 Q_{supply} &= m \times \lambda \\
 &= m \times 2188,51 \\
 Q_{supply} &= 962321,3719 \\
 m &= \frac{962321,3719}{2188,51} \\
 &= 439,7153186 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas reboiler :

Masuk		Keluar	
Komponen	Hin	Hv	Hout

C_7H_8	20606,15435	C_7H_8	108079,5746
C_6H_6	3349,619502	C_6H_6	17538,82775
C_8H_{10}	190457,0465	C_8H_{10}	1002997,608
CH_4	0,45493854	CH_4	2,568296596
H_2	2,35768E-26	H_2	2,35768E-26
Q	962321,3719	Q	
Qloss		Qloss	48116,0686
Total	1176734,647		1176734,647

9. Neraca panas Distilation Condenser



Fungsi : Untuk mengkondensasi hasil top produk dari kolom distilasi yang berupa vapor

$$\begin{aligned}
 T_{in} &= 112 \text{ } ^\circ\text{C} = 385,15 \text{ K} \\
 T_{out} &= 80 \text{ } ^\circ\text{C} = 353,15 \text{ K} \\
 T_{ref} &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Menghitung entalpi aliran dingin

Aliran dingin masuk (H_{in})

Komponen	(kmol)	$\int Cp_L dt$ (Kj/kmol)	H (kJ)
C_7H_8	5,01E-03	14761,18198	73,95352172
C_6H_6	1,85E+02	12837,23051	2374887,644
C_8H_{10}	3,95E-02	17395,08846	687,1059941
CH_4	1,92E-02	18600,25934	357,1249793
H_2	8,07E-31	14643,98996	1,18177E-26
Total			2376005,828

Aliran dingin keluar (H_{out})

Komponen	(kmol)	$\int Cp_L dt$ (Kj/kmol)	H (kJ)
C_7H_8	0,00501	9043,210498	45,30648459
C_6H_6	185	7870,749248	1456088,611
C_8H_{10}	0,0395	10632,39228	419,9794949
CH_4	0,0192	10951,79268	210,2744195
H_2	8,07E-31	14643,98996	1,18177E-26
Total			1456764,171

Menghitung entalpi penguapan :

$$\begin{aligned}
 T_{in} &= 112 \text{ } ^\circ\text{C} = 385,15 \text{ K} \\
 T_{ref} &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Komponen	(kmol)	$\int Cp_L dt$ (Kj/kmol)	H (kJ)
C_7H_8	0,00501	33276,82718	166,7169042
C_6H_6	185	28842,55574	5335872,811
C_8H_{10}	0,0395	37225,62484	1470,412181
CH_4	0,0192	0	0
H_2	8,07E-31	0	0
<i>Total</i>			5337509,94

Neraca Panas Over All Condenser :

$$\begin{aligned}
 H_{in} + \Delta H_v &= H_{out} + Q_c \\
 n \int Cp_v dt + n \Delta H_v &= n \int Cp_L dt + Q_c \\
 Q_c &= n \int Cp_v dt + n \Delta H_v - n \int Cp_L dt \\
 &= 2376005,8 + 5337510 - 1E+06 \\
 &= 6256751,597
 \end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan air pendingin :

Entalpi air pendingin masuk :

$$\begin{aligned}
 Q &= m_a \times \int Cp dt \\
 &= (m_a \times 388,040) \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Entalpi air pendingin keluar :

$$\begin{aligned}
 Q &= m_a \times \int Cp dt \\
 &= (m_a \times 1516,900) \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Q yang diserap air pendingin :

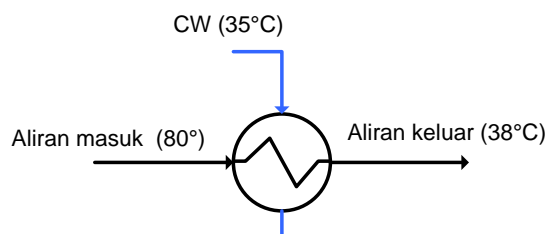
$$\begin{aligned}
 Q &= Q_{keluar} - Q_{masuk} \\
 &= ((1128,860) \times m_a) \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Air} &= \frac{6256751,597}{1128,860} \\
 &= 5542,539905 \text{ kg/h}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas Combine Feed Exchanger :

Komponen	masuk		Keluar
	$n \int Cp_v dt$	$n \Delta H_v$	$n \int Cp_L dt$
C_7H_8	73,95352172	166,716904	45,30648459
C_6H_6	2374887,644	5335872,81	1456088,611
C_8H_{10}	687,1059941	1470,41218	419,9794949
CH_4	357,1249793	0	210,2744195
H_2	1,18177E-26	0	1,18177E-26
<i>Q</i>			6,26E+06
<i>Total</i>	7713515,768		7713515,768

10 Neraca Panas Cooling Product



Fungsi : Untuk menurunkan suhu product dari accumulator menuju storage tank

$$\begin{aligned} T_{in} &= 80 \text{ } ^\circ\text{C} = 353,15 \text{ K} \\ T_{out} &= 38 \text{ } ^\circ\text{C} = 311,15 \text{ K} \\ T_{ref} &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K} \end{aligned}$$

Menghitung entalpi aliran dingin

Aliran dingin masuk (H_{in})

Komponen	(kmol)	$\int C_{pL} dt$ (Kj/kmol)	H (kJ)
C_7H_8	9,9045	9043,210498	89568,47838
C_6H_6	184,2461	7870,749248	1450154,853
C_8H_{10}	77,7157	10632,39228	826303,8084
CH_4	1,93E-02	10951,79268	211,3695988
H_2	8,00E-31	14643,98996	1,17152E-26
<i>Total</i>			2366238,509

Aliran dingin keluar (H_{out})

Komponen	(kmol)	$\int C_{pL} dt$ (Kj/kmol)	H (kJ)
C_7H_8	9,9045	2057,323717	20376,76276
C_6H_6	184,2461	1793,158191	330382,4035
C_8H_{10}	77,7157	2410,879207	187363,1652
CH_4	0,0193	2345,044021	45,2593496
H_2	8E-31	14643,98996	1,17152E-26
<i>Total</i>			538167,5908

$$\begin{aligned} Q &= Q_{out} - Q_{in} \\ &= 538167,6 - 2366238,51 \\ &= -1828070,919 \end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan air pendingin :

Entalpi air pendingin masuk :

$$\begin{aligned} Q &= m_a \times \int C_p dt \\ &= (m_a \times 388,040) \text{ kJ} \end{aligned}$$

Entalpi air pendingin keluar :

$$\begin{aligned} Q &= m_a \times \int C_p dt \\ &= (m_a \times 1516,900) \text{ kJ} \end{aligned}$$

Q yang diserap air pendingin :

$$Q = Q \text{ keluar} - Q \text{ masuk}$$

$$= ((1128,860) \times m_a) \text{ kJ}$$

Neraca panas over all cooler :

$$H \text{ masuk} = H \text{ keluar} + Q \text{ yang d diserap}$$

$$2366238,509 = 538167,5908 + 1128,860 \times m_a$$

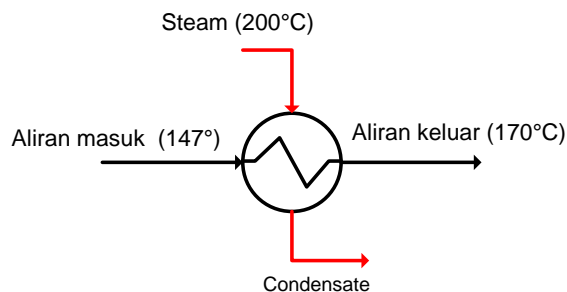
$$m_a = 1619,395601 \text{ kg/h}$$

$$= 1,619395601 \text{ ton/h}$$

Neraca Panas Cooler product:

Masuk		Keluar	
Komponen	Enthalpi (kJ)	Komponen	Enthalpi (kJ)
C_7H_8	89568,47838	C_7H_8	20376,76276
C_6H_6	1450154,853	C_6H_6	330382,4035
C_8H_{10}	826303,8084	C_8H_{10}	187363,1652
CH_4	211,3695988	CH_4	45,2593496
H_2	1,17152E-26	H_2	1,17152E-26
Q	-1,83E+06		0,00E+00
<i>Total</i>	538167,5908		538167,5908

11. Neraca Panas Reboiler Collum



Fungsi : Untuk menguapkan aliran distillate Bz Column

$$T_{in} = 147 \text{ } ^\circ\text{C} = 420,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 170 \text{ } ^\circ\text{C} = 443,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Menghitung entalpi aliran dingin

Aliran dingin masuk (H_{in})

Komponen	(kmol)	$\int C_{pL} dt (Kj/kmol)$	H (kJ)
C_7H_8	10,016	21465,97915	215003,2472
C_6H_6	1,868	18657,18668	34851,62472
C_8H_{10}	78,999	25354,25054	2002960,439
CH_4	1,94E-04	28089,87948	5,449436619
H_2	1,61E-30	14643,98996	2,35768E-26

Total		2252820,76
-------	--	------------

Aliran dingin masuk (H_{in})

Komponen	(kmol)	$\int Cp_L dt$ (Kj/kmol)	H (kJ)
C_7H_8	10,016	26156,22978	261980,7974
C_6H_6	1,868	22728,30071	42456,46572
C_8H_{10}	78,999	30936,75714	2443972,877
CH_4	0,000194	34986,35527	6,787352923
H_2	1,61E-30	14643,98996	2,35768E-26
Total			2748416,927

Menghitung entalpi penguapan :

$$T_{in} = 170 \text{ } ^\circ\text{C} = 443,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Komponen	(kmol)	$\int Cp_L dt$ (Kj/kmol)	H (kJ)
C_7H_8	10,016	29386,04569	294330,6337
C_6H_6	1,868	24697,29332	46134,54391
C_8H_{10}	78,999	33224,71084	2624718,932
CH_4	0,000194	0	0
H_2	1,61E-30	0	0
Total			2965184,109

Neraca panas overall untuk reboiler

Asumsi $Q_{loss} = 5\%$ dari Q_{supply}

$$\begin{aligned}
 H_{in} + Q_{suplay} &= H_{out} + H_v + Q_{loss} \\
 2252821 + Q_{suplay} &= 2748417 + ##### + Q_{loss} \\
 (1 - 0,05) Q_{suplay} &= 3460780,277 \\
 Q_{suplay} &= \frac{3460780,277}{0,95} \\
 &= 3642926,607 \\
 Q_{loss} &= 182146,3304
 \end{aligned}$$

Steam yang digunakan adalah steam saturated dengan suhu 200 °C dan tekanan 15,15 atm

$$\begin{aligned}
 Q_{suplay} &= m \times \lambda \\
 &= m \times 1940,75 \\
 Q_{suplay} &= 3642926,607 \\
 m &= \frac{3642926,607}{1940,75} \\
 &= 1877,071548
 \end{aligned}$$

Neraca Panas reboiler :

Masuk		Keluar	
Komponen	Hin	Hv	Hout

C_7H_8	215003,2472	294330,6	261980,7974
C_6H_6	34851,62472	46134,54	42456,46572
C_8H_{10}	2002960,439	2624719	2443972,877
CH_4	5,449436619	0	6,787352923
H_2	2,35768E-26	0	2,35768E-26
Q	3642926,607		
Qloss			182146,3304
<i>Total</i>	5895747,367	5895747,367	

12. Neraca Panas Benzene Collum

Q_c = Panas yang diserap oleh air pendingin pada condenser

Q_r = Panas yang disupply oleh steam pada reboiler

Neraca panas overall untuk kolom distilasi :

Σ Panas masuk = Σ Panas keluar

$$F.H_F + Q_r = D.H_D + B.H_B + Q_c + Q_{loss}$$

Panas Pada Feed Kolom distilasi :

$$T_{\text{bubblefeed}} = 150 \text{ } ^\circ\text{C} = 423,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Komponen	(kmol)	$\int C_{pL} dt$ (Kj/kmol)	H (kJ)
C_7H_8	10,016	18114,76626	181437,4989
C_6H_6	1,868	17955,02241	33539,98187
C_8H_{10}	78,999	18434,23482	1456286,117
CH_4	0,000194	28959,31253	5,618106631
H_2	1,61E-30	14643,98996	2,35768E-26
<i>Total</i>			1671269,216

Panas Pada distilate

$$T_{\text{bubblefeed}} = 112 \text{ } ^\circ\text{C} = 385,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Komponen	(kmol)	$\int C_{pL} dt$ (Kj/kmol)	H (kJ)
C_7H_8	5,01E-03	12792,33116	64,0895791
C_6H_6	1,85E+02	13039,51471	2412310,221
C_8H_{10}	3,95E-02	12583,40813	497,0446212
CH_4	1,92E-02	18600,25934	357,1249793
H_2	8,07E-31	14643,98996	1,18177E-26
<i>Total</i>			2413228,48

Panas Pada bottom

$$T_{\text{bubblefeed}} = 170 \text{ } ^\circ\text{C} = 443,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Komponen	(kmol)	$\int C_{pL} dt$ (Kj/kmol)	H (kJ)
----------	--------	----------------------------	--------

C_7H_8	1,00E+01	20916,04789	209495,1357
C_6H_6	1,87E+00	20542,13173	38372,70208
C_8H_{10}	7,90E+01	21513,61729	1699554,252
CH_4	1,94E-04	0	0
H_2	1,61E-30	14643,98996	2,35768E-26
<i>Total</i>			1947422,09

Neraca panas pada condenser :

$$V \cdot \int C_{p,v} dt + V \cdot \Delta H_v = D \cdot V \cdot \int C_{p,L} dt + Q_c$$

$$Q_c = V \cdot \int C_{p,v} dt + V \cdot \Delta H_v + D \cdot V \cdot \int C_{p,L} dt$$

Menghitung entalpi vapor (V) pada condenser pada T dew :

$$T_{dew} = 112 \text{ } ^\circ\text{C} = 385,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Komponen	(kmol)	$\int C_{p,v} dt$ (Kj/kmol)	H (kJ)
C_7H_8	5,01E-03	12792,33116	64,0895791
C_6H_6	1,85E+02	13039,51471	2412310,221
C_8H_{10}	3,95E-02	12583,40813	497,0446212
CH_4	1,92E-02	18600,25934	357,1249793
H_2	8,07E-31	14643,98996	1,18177E-26
<i>Total</i>			2413228,48

Menghitung entalpi distillate (D) pada condenser pada T bubble :

$$T_{bubble} = 170 \text{ } ^\circ\text{C} = 443,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Komponen	(kmol)	ΔH_v	H (kJ)
C_7H_8	5,01E-03	20916,04789	104,7894
C_6H_6	1,85E+02	20542,13173	3800294,37
C_8H_{10}	3,95E-02	21513,61729	849,787883
CH_4	1,92E-02	18600,25934	357,1249793
H_2	8,07E-31	14643,98996	1,18177E-26
<i>Total</i>			3801606,073

Menghitung entalpi penguapan pada condenser pada T dew :

$$T_{dew} = 112 \text{ } ^\circ\text{C} = 385,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Komponen	(kmol)	$\int C_{p,L} dt$ (Kj/kmol)	H (kJ)
C_7H_8	5,01E-03	33276,82718	166,7169042
C_6H_6	1,85E+02	28842,55574	5335872,811
C_8H_{10}	3,95E-02	37225,62484	1470,412181
CH_4	1,92E-02	0	0
H_2	8,07E-31	0	0
<i>Total</i>		0	5337509,94

$$\begin{aligned}
 V \cdot fC_{pV} dt + V \cdot \Delta H_V &= D \cdot V \cdot fC_{pL} dt + Q_c \\
 Q_c &= V \cdot fC_{pV} dt + V \cdot \Delta H_V - D \cdot V \cdot fC_{pL} dt \\
 Q_c &= 2413228,5 + 5E+06 - 3801606,07 \\
 &= 3949132,348
 \end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan air pendingin :

Entalpi air pendingin masuk :

$$\begin{aligned}
 Q &= m_a \times \int C_p dt \\
 &= (m_a \times 388,040) \quad \text{kJ}
 \end{aligned}$$

Entalpi air pendingin keluar :

$$\begin{aligned}
 Q &= m_a \times \int C_p dt \\
 &= (m_a \times 1516,900) \quad \text{kJ}
 \end{aligned}$$

Q yang diserap air pendingin :

$$\begin{aligned}
 Q &= Q_{\text{keluar}} - Q_{\text{masuk}} \\
 &= ((1128,860) \times m_a) \quad \text{kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Air} &= \frac{3949132,348}{1128,860} \\
 &= 3498,336683 \quad \text{kg/h}
 \end{aligned}$$

Neraca panas overall untuk kolom distilasi :

$$\begin{aligned}
 F \cdot H_F + Q_r &= D \cdot H_D + B \cdot H_B + Q_c + Q_{\text{loss}} \\
 1671269,216 + Q_r &= 2413228,48 + 3949132,35 + Q_{\text{loss}} \\
 Q_r - Q_{\text{loss}} &= 6638513,702 \\
 Q_r - (0,05Q_r) &= 6638513,702 \\
 0,95 Q_r &= 6638513,702 \\
 Q_r &= \frac{6638513,702}{0,95} \\
 Q_r &= 6987909,16 \\
 Q_{\text{loss}} &= 349395,458
 \end{aligned}$$

Menghitung massa steam yang dibutuhkan :

Steam yang digunakan adalah steam saturated dengan suhu 200 °C dan tekanan 15,15 atm

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{suplay}} &= m \times \lambda \\
 &= m \times 1940,75
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{suplay}} &= 6987909,16 \\
 m &= \frac{6987909,16}{1940,75} \\
 &= 3600,623038 \quad \text{kg/h}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas Benzene Column :

Masuk		Keluar	
Komponen	Enthanpi	Hv	Enthanpi
Feed	1671269,216	Distilate	2413228,48
Qr	6987909,16	Bottom	1947422,09
	0	Qc	3949132,35
	0	Qloss	349395,458
Total	8659178,376		8659178,38

APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

1 Toluene Storage Tank

Fungsi : Menyimpan Toluene pada tekanan 1 atm dan temperatur 35 °C

Menentukan tipe tangki penyimpanan,

Tipe Tangki yang dipilih yaitu berbentuk silinder tegak dengan dasar rata dan atap berbentuk conical dengan pertimbangan :

- a. Bahan baku yang disimpan berwujud cair
- b. Kondisi operasi tangki pada tekanan 1 atm dan temperature 35 °C

Berdasarkan literatur "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics" - Ulrich, tangki penyimpanan dengan spesifikasi seperti di atas dapat memenuhi kriteria kondisi operasi (Max 1.184 atm dan 40°C)

Menentukan bahan konstruksi,

Bahan konstruksi yang dipilih adalah Carbon Steel SA-283 Grade D dengan

- a. Bahan baku berwujud cairan non korosif
- b. Cocok untuk tangki dengan ketebalan < 1.25 in
- c. Harga relatif lebih murah
- d. Maximum allowable stress cukup besar : 12650 psi

Menentukan dimensi tangki,

Bahan baku toluene disimpan untuk jangka waktu 30 hari

Jumlah toluene yang ditampung untuk kebutuhan produksi,

$$4178,663 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 30 \text{ d} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{d}} = 3008637,52 \frac{\text{kg}}{30 \text{ d}}$$

Menghitung volume toluene di tangki penampung,

Dimana T dalam satuan Kelvin (K), dan density dlm kmol/m³ sehingga perlu dikalikan dengan BM masing - masing komponen agar didapatkan satuan kg/m³

$$\begin{aligned} T &= 35 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 308 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	BM	x _i	ρ (kg/m ³)	ρ.x _i
Benzene	78	0,01	872,24	8,72242
Toluene	92	0,87	862,75	750,59511
xylene	160	0,1299	880	114,312
Total		1		759,31753

Volume benzene yang ditampung,

$$3008637,52 \text{ kg} \times \frac{1}{759,31753 \text{ kg/m}^3} = 3962,291659 \text{ m}^3$$

$$= 24922,0617 \text{ bbl}$$

Safety factor tangki : 10%

Sehingga didapatkan volume tangki yang akan direncanakan,

$$V_{\text{tangki}} = 27414,2679 \text{ bbl}$$

Menentukan diameter dan tinggi tangki,

Dari Appendix E (Process Equipment Design, Brownell & Young), dipilih tangki dengan kapasitas 28790 bbl dengan spesifikasi sebagai berikut,

- a. Diameter (D) = 70 ft
- b. Tinggi = 42 ft
- c. Jumlah Course = 7 buah
- d. Allowable Vertical Weld Joint = 0,156 in
- e. Butt-welded Courses = 72 in
= 6,000 ft

Menghitung tebal dan panjang shell course,

Tebal shell course dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 3.16 dan 3.17 (Brownell & Young)

Berdasarkan circumferential stress,

$$t = \frac{p \times d}{2 \times f \times E} + c$$

$$d = 12 \times D$$

- t = Thickness of shell , in
- p = Internal pressure , psi
- d = Inside diameter , in
- f = Allowable stress , psi
- E = Joint efficiency , -
- c = Corrosion allowance , in

Karena density dari toluene tidak melebihi density air pada 60°F, digunakan persamaan 3.17 untuk *hydrostatic test*.

$$p = \rho_{Bz} \times \frac{H - 1}{144}$$

Untuk pengelasan, digunakan Double-welded butt joint, dengan spesifikasi sebagai berikut,

$$E = 80\%$$

$$c = 0,125$$

Sehingga t dapat dihitung,

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{\rho Bz}{2} \times \frac{(H - 1)}{f} \times \frac{d}{E \times 144} + c \\
 &= \frac{47,4}{2} \times \frac{(H - 1)}{80\%} \times \frac{d}{144} + 0,125 \\
 &= 1,626E-05 \times (H - 1) \times d + 0,13
 \end{aligned}$$

Sedangkan panjang shell course dihitung menggunakan persamaan,

$$L = \frac{\pi d - \text{Weld Length}}{12n}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Weld Length} &= \text{Jumlah Course} \times \text{Allowable Welded Joint} \\
 n &= \text{Jumlah Course}
 \end{aligned}$$

Course 1

$$\begin{aligned}
 t_1 &= 1,626E-05 \times (H - 1) \times d + 0,125 \\
 &= 1,626E-05 \times (42 - 1) \times 70 + 0,125 \\
 &= 0,17 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Untuk course 1, dipilih plate dengan ketebalan = 0,17 in = $\frac{3}{16}$ in

Sehingga didapatkan d_1 dan L_1

$$\begin{aligned}
 d_1 &= (12 \times D) + t_1 \\
 &= 840 + 0,17 \\
 &= 840,17 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_1 &= \frac{\pi \times 840,17 - (7 \times 0,15625)}{84} \\
 &= 31,40933 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Course 2

$$\begin{aligned}
 H_2 &= H - 6,000 \\
 &= 42 - 6,000 \\
 &= 36 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_2 &= 1,626E-05 \times (H - 1) \times d + 0,125 \\
 &= 1,626E-05 \times (36 - 1) \times 70 + 0,125 \\
 &= 0,16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Untuk course 2, dipilih plate dengan ketebalan = 0,16 in = $\frac{3}{16}$ in
 Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} d_2 &= (12 \times D) + t_2 \\ &= 840 + 0,16 \\ &= 840,16 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_2 &= \frac{\pi \times 840,16 - (7 \times 0,15625)}{96} \\ &= 27,48294 \text{ ft} \end{aligned}$$

Course 3

$$\begin{aligned} H_i &= H_2 - 6,000 \\ &= 36 - 6,000 \\ &= 30 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_3 &= 1,626\text{E-}05 \times (H - 1) \times d + 0,125 \\ &= 1,626\text{E-}05 \times (30 - 1) \times 70 + 0,125 \\ &= 0,158 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk course 3, dipilih plate dengan ketebalan = 0,158 in = $\frac{3}{16}$ in
 Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} d_3 &= (12 \times D) + t_3 \\ &= 840 + 0,158 \\ &= 840,16 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_3 &= \frac{\pi \times 840,16 - (7 \times 0,15625)}{96} \\ &= 27,48271 \text{ ft} \end{aligned}$$

Course 4

$$\begin{aligned} H_i &= H_3 - 6,000 \\ &= 30 - 6,000 \\ &= 24 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_4 &= 1,626\text{E-}05 \times (H - 1) \times d + 0,125 \\ &= 1,626\text{E-}05 \times (24 - 1) \times 70 + 0,125 \\ &= 0,151 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk course 4, dipilih plate dengan ketebalan = 0,151 in = $\frac{2}{16}$ in
 Sehingga didapatkan,

$$d_4 = (12 \times D) + t_4$$

$$= 840 + 0,151$$

$$= 840,15 \text{ in}$$

$$L_4 = \frac{\pi \times 840,15 - (7 \times 0,15625)}{96}$$

$$= 27,48249 \text{ ft}$$

Course 5

$$H_i = H_4 - 6,000$$

$$= 24 - 6,000$$

$$= 18 \text{ ft}$$

$$t_5 = 1,626E-05 \times (H - 1) \times d + 0,125$$

$$= 1,626E-05 \times (18 - 1) \times 70 + 0,125$$

$$= 0,144 \text{ in}$$

Untuk course 5, dipilih plate dengan ketebalan = 0,144 in = $\frac{2}{16}$ in
 Sehingga didapatkan d1 dan L1

$$d_5 = (12 \times D) + t_5$$

$$= 840 + 0,144$$

$$= 840,144 \text{ in}$$

$$L_5 = \frac{\pi \times 840,14 - (7 \times 0,15625)}{96}$$

$$= 27,48227 \text{ ft}$$

Course 6

$$H_i = H_5 - 6,000$$

$$= 18 - 6,000$$

$$= 12 \text{ ft}$$

$$t_6 = 1,626E-05 \times (H - 1) \times d + 0,125$$

$$= 1,626E-05 \times (12 - 1) \times 70 + 0,125$$

$$= 0,138 \text{ in}$$

Untuk course 6, dipilih plate dengan ketebalan = 0,138 in = $\frac{2}{16}$ in
 Sehingga didapatkan d1 dan L1

$$d_6 = (12 \times D) + t_6$$

$$= 840 + 0,138$$

$$= 840,138 \text{ in}$$

$$L_6 = \frac{\pi \times 840,14 - (7 \times 0,15625)}{96}$$

$$= 27,48204 \text{ ft}$$

Course 7

$$H = H_6 - 6,000$$

$$= 12 - 6,000$$

$$= 6 \text{ ft}$$

$$t_7 = 1,626E-05 \times (H - 1) \times d + 0,125$$

$$= 1,626E-05 \times (6 - 1) \times 70 + 0,125$$

$$= 0,131 \text{ in}$$

Untuk course 7, dipilih plate dengan ketebalan = 0,131 in = $\frac{2}{16}$ in
 Sehingga didapatkan d1 dan L1

$$d_7 = (12 \times D) + t_7$$

$$= 840 + 0,131$$

$$= 840,131 \text{ in}$$

$$L_7 = \frac{\pi \times 840,13 - (7 \times 0,15625)}{96}$$

$$= 27,48182 \text{ ft}$$

Menghitung head tangki,

Tebal cone digunakan ukuran standard, yai : 1 in

Menghitung θ (Sudut elemen *cone* terhadap horizontal)

$$\sin\theta = \frac{70}{430 \times 1}$$

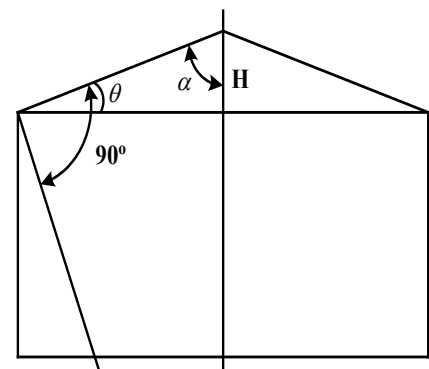
$$= 0,16279$$

$$\theta = \text{ArcSin } 0,162791$$

$$= 0,16$$

$$= 9,37 \text{ Degree}$$

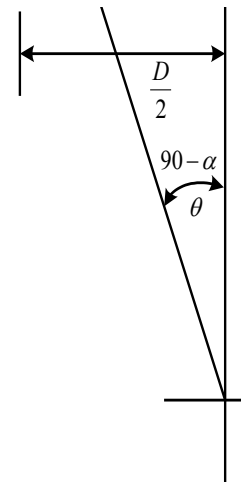
Tinggi head (h) dapat dihitung dengan persamaan,



$$\operatorname{tg} \theta = \frac{h}{0,5 \times D}$$

$$\begin{aligned} h &= 0,5 \times D \times \operatorname{tg} \theta \\ &= 0,5 \times 70 \times 0,06 \\ &= 1,95722 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \alpha &= 90 - \theta \\ &= 90 - 9,37 \\ &= 80,63 \text{ Degree} \end{aligned}$$



$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{D}{2 \times H}$$

$$\begin{aligned} H &= \frac{D}{2 \times \operatorname{tg} \alpha} \\ &= \frac{70}{2 \times 1,74} \\ &= 20,062 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung tebal head tangki,

Tekanan yang dimasukkan dalam perhitungan adalah tekanan operasi + safety factornya

$$\begin{aligned} \text{Safety factor} &= 10\% \\ P_{+\text{Safety Factor}} &= 16,17 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{P \times D}{2 \times \operatorname{Cos} \theta \times ((f \times E) - 0,6 \times P)} + c \\ &= \frac{16,17 \times 70}{2 \times 1 \times ((10120) - 9,702)} + 0,125 \\ &= 0,80 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung diameter pipa inlet dan outlet tangki,

Inlet piping,

Diameter pipa pemasukan diestimasi dengan persamaan berikut ini :

$$D_{i,opt} = 3,9 \times q_f^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

Waktu pengisian tangki diasumsi selama : 50 jam

Sehingga q_f dapat dihitung,

$$q_f = \frac{3962,29 \times 35,3147}{50 \times 3600}$$

$$= 0,777 \text{ cuft/s}$$

$$\rho = 47,404$$

Didapatkan $D_{i,opt}$ sebesar = 5,750477 in

Dari Tabel 11, Appendix Process Heat Transfer by D. Q. Kern didapatkan,

$D_{Nominal}$	=	6	in
Sch.No	=	40	
OD	=	6,63	in
ID	=	6,07	in
a	=	28,9	in ²
<u>Surface/Lin.ft</u>			
od	=	####	ft ² /ft
id	=	1,59	ft ² /ft

Outlet piping,

Menghitung debit fluida

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= 25071,98 \text{ kg/h} \\ &= 55274,19 \text{ lb/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Density campuran} &= 759,32 \text{ kg/m}^3 \\ &= 47,40 \text{ lb/cuft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Debit fluida, } q_f &= \frac{\text{Kapasitas}}{\text{Density campuran}} \\ &= 0,324 \text{ cuft/s} \end{aligned}$$

$$\text{Safety factor} = 10\%$$

$$\text{Debit fluida, } q_f = 0,324 \times \text{Safety Factor}$$

$$= 0,356 \text{ cuft/s}$$

Menghitung viscosity campuran,

$$\begin{aligned} T &= 35 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 308 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	BM	x_i	μ (kg/m ³)	$\mu \cdot x_i$
Benzene	78	0,01	0,00065	6E-06
Toluene	92	0,87	0,00058	5E-04
Xylene	106	0,12	0,00093	1E-04
Total		1,000		6E-04

$$\text{Viscosity campuran} = 4,202\text{E-}04 \text{ lb/ft.s}$$

Menghitung diameter optimal,

Asumsi aliran turbulen, menurut Peter & Timmerhaus,

$$\begin{aligned} D_{i,\text{opt}} &= 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 4,048 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 11, Appendix Process Heat Transfer by D. Q. Kern didapatkan,

D_{Nominal}	=	4	in	
Sch.No	=	40		
OD	=	4,5	in	<u>Surface/Lin.ft</u>
ID	=	4,03	in	od = 1,178 ft ² /ft
a	=	12,7	in ²	id = 1,055 ft ² /ft

Resume Tangki Penyimpanan Toluene

Tipe Tangki	:	Cylindrical - Conical Roof - Flat Bottom Tank
Jumlah Tangki	:	1 (Satu)
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA-283 Grade D
Kapasitas Tangki	:	3962,292 m ³
Tinggi Tangki	:	42 ft
Diameter Tangki	:	70 ft
Tebal Shell per Course		
Course 1	:	0,172 in
Course 2	:	0,165 in
Course 3	:	0,158 in
Course 4	:	0,151 in

Course 5	:	0,144	in	
Course 6	:	0,138	in	
Course 7	:	0,131	in	
Tinggi Head Tangki	:	20,062	ft	
Tebal Head Tangki	:	0,798	in	
Diameter Pipa (Inlet)	:	6	i,	Schedule No 40
Diameter Pipa (Outlet)	:	4	i,	Schedule No 40

2 Benzene Product Tank

Fungsi : Menyimpan Benzene pada tekanan 1 atm dan temperatur 35 °C

Menentukan tipe tangki penyimpanan.

Tipe Tangki yang dipilih yaitu berbentuk silinder tegak dengan dasar rata dan atap berbentuk conical dengan pertimbangan :

- Bahan yang disimpan berwujud cair
- Kondisi operasi tangki pada tekanan 1 atm dan temperature 35 °C

Berdasarkan literatur "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics" - Ulrich, tangki penyimpanan dengan spesifikasi seperti di atas dapat memenuhi kriteria kondisi operasi (Max 1.184 atm dan 40°C)

Menentukan bahan konstruksi.

Bahan konstruksi yang dipilih adalah Carbon Steel SA-283 Grade D dengan

- Bahan baku berwujud cairan non korosif
- Cocok untuk tangki dengan ketebalan < 1.25 in
- Harga relatif lebih murah
- Maximum allowable stress cukup besar : 12650 psi

Menentukan dimensi tangki.

Produk benzene disimpan untuk jangka waktu : 30 hari

Jumlah benzene yang ditampung untuk kebutuhan produksi,

$$4444,895 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 30 \text{ d} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{d}} = 3200324,40 \frac{\text{kg}}{30 \text{ d}}$$

Menghitung volume benzene di tangki penampung,

$$T = 35 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 308 \text{ K}$$

Komponen	BM	x_i	$\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	$\rho \cdot x_i$
Benzene	78	0,99968	872,24	871,96154
Toluene	92	3,2E-05	862,75	0,0275822
Xylene	106	0,00029	880	0,25432

Total	1,000	872,24344
-------	-------	-----------

Volume benzene yang ditampung,

$$3200324 \text{ kg} \times \frac{1}{872,24344 \text{ kg/m}^3} = 3669,072478 \text{ m}^3$$

$$= 23077,76876 \text{ bbl}$$

Safety factor tangki : 10%

Sehingga didapatkan volume tangki yang akan direncanakan,

$$V_{\text{tangki}} = 25385,5456 \text{ bbl}$$

Menentukan diameter dan tinggi tangki,

Dari Appendix E (Process Equipment Design, Brownell & Young), dipilih tangki dengan kapasitas 26.860 bbl dengan spesifikasi sebagai berikut,

- a. Diameter (D) = 80 ft
- b. Tinggi = 30 ft
- c. Jumlah Course = 5 buah
- d. Allowable Vertical Weld Joint = 0,156 in
- e. Butt-welded Courses = 72 in
- = 6,000 ft

Menghitung tebal dan panjang shell course,

Tebal shell course dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 3.16 dan 3.17 (Brownell & Young)

Berdasarkan circumferential stress,

$$t = \frac{p \times d}{2 \times f \times E} + c$$

$$d = 12 \times D$$

- t = Thickness of shell , in
- p = Internal pressure , psi
- c = Inside diameter , in
- f = Allowable stress , psi
- E = Joint efficiency , -
- c = Corrosion allowance , in

Karena density dari benzene tidak melebihi density air pada 60°F, digunakan persamaan 3.17 untuk *hydrostatic test* .

$$p = \rho_{Bz} \times \frac{H - 1}{144}$$

Untuk pengelasan, digunakan Double-welded butt joint, dengan spesifikasi sebagai berikut,

$$E = 80\%$$

$$c = 0,125$$

Sehingga t dapat dihitung,

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{\rho Bz \times (H - 1) \times d}{2 \times f \times E \times 144} + c \\
 &= \frac{54,45 \times (H - 1) \times d}{2 \times \text{####} \times 80\% \times 144} + 0,125 \\
 &= 1,868E-05 \times (H - 1) \times d + 0,13
 \end{aligned}$$

Sedangkan panjang shell course dihitung menggunakan persamaan,

$$L = \frac{\pi d - \text{Weld Length}}{12n}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Weld Length} &= \text{Jumlah Course} \times \text{Allowable Welded Joint} \\
 n &= \text{Jumlah Course}
 \end{aligned}$$

Course 1

$$\begin{aligned}
 t_1 &= 1,868E-05 \times (H - 1) \times d + 0,125 \\
 &= 1,868E-05 \times (30 - 1) \times 80 + 0,125 \\
 &= 0,17 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Untuk course 1, dipilih plate dengan ketebalan = 0,17 in = $\frac{3}{16}$ in

Sehingga didapatkan d_1 dan L_1

$$\begin{aligned}
 d_1 &= (12 \times D) + t_1 \\
 &= 960 + 0,17 \\
 &= 960,17 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_1 &= \frac{\pi \times 960,17 - (5 \times 0,156)}{60} \\
 &= 50,261 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Course 2

$$\begin{aligned}
 H_2 &= H - 6,000 \\
 &= 30 - 6,000 \\
 &= 24 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_2 &= 1,868E-05 \times (H - 1) \times d + 0,125 \\
 &= 1,868E-05 \times (24 - 1) \times 80 + 0,125 \\
 &= 0,16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Untuk course 2, dipilih plate dengan ketebalan = 0,16 in = $\frac{3}{16}$ in
 Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} d_2 &= (12 \times D) + t_2 \\ &= 960 + 0,16 \\ &= 960,16 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_2 &= \frac{\pi \times 960,16 - (5 \times 0,156)}{60} \\ &= 50,26081 \text{ ft} \end{aligned}$$

Course 3

$$\begin{aligned} H_i &= H_2 - 6,000 \\ &= 24 - 6,000 \\ &= 18 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_3 &= 1,868E-05 \times (H - 1) \times d + 0,125 \\ &= 1,868E-05 \times (18 - 1) \times 80 + 0,125 \\ &= 0,150 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk course 3, dipilih plate dengan ketebalan = 0,150 in = $\frac{2}{16}$ in
 Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} d_3 &= (12 \times D) + t_3 \\ &= 960 + 0,150 \\ &= 960,15 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_3 &= \frac{\pi \times 960,15 - (5 \times 0,156)}{60} \\ &= 50,26034 \text{ ft} \end{aligned}$$

Course 4

$$\begin{aligned} H_i &= H_3 - 6,000 \\ &= 18 - 6,000 \\ &= 12 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_4 &= 1,868E-05 \times (H - 1) \times d + 0,125 \\ &= 1,868E-05 \times (12 - 1) \times 80 + 0,125 \\ &= 0,141 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk course 4, dipilih plate dengan ketebalan = 0,141 in = $\frac{2}{16}$ in
 Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} d_4 &= (12 \times D) + t_4 \\ &= 960 + 0,141 \\ &= 960,14 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_4 &= \frac{\pi \times 960,14 - (5 \times 0,156)}{60} \\ &= 50,25987 \text{ ft} \end{aligned}$$

Course 5

$$\begin{aligned} H_5 &= H_4 - 6,000 \\ &= 12 - 6,000 \\ &= 6 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_5 &= 1,868E-05 \times (H - 1) \times d + 0,125 \\ &= 1,868E-05 \times (6 - 1) \times 80 + 0,125 \\ &= 0,132 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk course 5, dipilih plate dengan ketebalan = 0,132 in = $\frac{2}{16}$ in
 Sehingga didapatkan d1 dan L1

$$\begin{aligned} d_5 &= (12 \times D) + t_5 \\ &= 960 + 0,132 \\ &= 960,132 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_5 &= \frac{\pi \times 960,13 - (5 \times 0,156)}{60} \\ &= 50,25940 \text{ ft} \end{aligned}$$

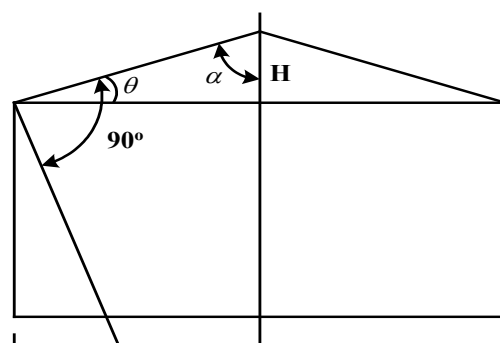
Menghitung head tangki,

Tebal cone digunakan ukuran standard, yaitu : 1 in

Menghitung θ (Sudut elemen *cone* terhadap horizontal)

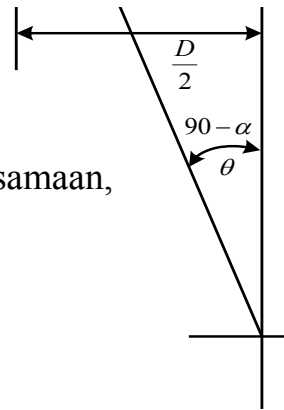
$$\begin{aligned} \sin\theta &= \frac{D}{430 \times t} \\ &= \frac{80}{430 \times 1} \\ &= 0,18605 \end{aligned}$$

$$\theta = \text{ArcSin } 0,186047$$



$$= 0,19$$

$$= 10,72 \text{ Degree}$$



Tinggi head (h) dapat dihitung dengan persamaan,

$$\text{tg}\theta = \frac{h}{0,5 \times D}$$

$$h = 0,5 \times D \times \text{tg}\theta$$

$$= 0,5 \times 80 \times 3,57$$

$$= 142,63 \text{ ft}$$

$$\alpha = 90 - \theta$$

$$= 90 - 10,72$$

$$= 79,28 \text{ Degree}$$

$$\text{tga} = \frac{D}{2 \times H}$$

$$H = \frac{D}{2 \times \text{tga}}$$

$$= \frac{80}{2 \times 0,91}$$

$$= 43,981 \text{ ft}$$

Menghitung tebal head tangki,

Tekanan yang dimasukkan dalam perhitungan adalah tekanan operasi + safety factornya

$$\text{Safety factor} = 10\%$$

$$P_{+\text{Safety Factor}} = 16,17 \text{ psi}$$

$$t_h = \frac{P \times D}{2 \times \text{Cos}\theta \times (f \times E) - 0,6 \times P} + c$$

$$= \frac{16,17 \times 80}{2 \times 0,27 \times (10120) - 9,702} + 0,125$$

$$= 2,97 \text{ in}$$

Menghitung diameter pipa inlet dan outlet tangki,

Inlet piping,

Diameter pipa pemasukan diestimasi dengan persamaan berikut ini :

$$D_{i,opt} = 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Waktu pengisian tangki diasumsi selama : 50 jam

Sehingga q_f dapat dihitung,

$$q_f = \frac{3669,07 \times 35,3147}{50 \times 3600}$$

$$= 0,720 \text{ cuft/s}$$

$$\rho = 54,454$$

Didapatkan $D_{i,opt}$ sebesar = 5,655958 in

Dari Tabel 11, Appendix Process Heat Transfer by D. Q. Kern didapatkan,

$D_{Nominal}$	=	6 in
Sch.No	=	40
OD	=	6,63 in
ID	=	6,07 in
a	=	28,9 in ²
<u>Surface/Lin.ft</u>		
od	=	#### ft ² /ft
id	=	1,59 ft ² /ft

Outlet piping,

Menghitung debit fluida

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= 8889,79 \text{ kg/h} \\ &= 19598,61 \text{ lb/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Density campuran} &= 872,24 \text{ kg/m}^3 \\ &= 54,45 \text{ lb/cuft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Debit fluida, } q_f &= \frac{\text{Kapasitas}}{\text{Density campuran}} \\ &= 0,100 \text{ cuft/s} \end{aligned}$$

$$\text{Safety factor} = 10\%$$

$$\begin{aligned} \text{Debit fluida, } q_f &= 0,100 \times \text{Safety Factor} \\ &= 0,110 \text{ cuft/s} \end{aligned}$$

Menghitung viscosity campuran,

$$\begin{aligned} T &= 35 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 308 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	BM	x_i	μ (pa.s)	$\mu \cdot x_i$
Benzene	78	0,99968	0,00065	6E-04
Toluene	92	3,20E-05	0,00058	2E-08
Xylene	106	0,00029	0,00093	3E-07
Total		1,000		6E-04

$$\text{Viscosity campuran} = 4,362\text{E-04 lb/ft.s}$$

Menghitung diameter optimal,

Asumsi aliran turbulen, menurut Peter & Timmerhaus,

$$\begin{aligned} D_{i,\text{opt}} &= 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 2,428 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 11, Appendix Process Heat Transfer by D. Q. Kern didapatkan,

D_{Nominal}	= 2 1/2 in		
Sch.No	= 40		
OD	= 2,88 in	<u>Surface/Lin.ft</u>	
ID	= 2,47 in	od	= 0,753 ft ² /ft
a	= 4,79 in ²	id	= 0,647 ft ² /ft

Resume Tangki Penyimpanan Benzene

Tipe Tangki	:	Cylindrical - Conical Roof - Flat Bottom Tank
Jumlah Tangki	:	1 (Satu)
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA-283 Grade D
Kapasitas Tangki	:	3669,072 m ³
Tinggi Tangki	:	30 ft
Diameter Tangki	:	80 ft
Tebal Shell per Course	:	

Course 1	:	0,168	in	
Course 2	:	0,159	in	
Course 3	:	0,150	in	
Course 4	:	0,141	in	
Course 5	:	0,132	in	
Tinggi Head Tangki	:	43,981	ft	
Tebal Head Tangki	:	2,968	in	
Diameter Pipa (Inlet)	:	6	i,	Schedule No 40
Diameter Pipa (Outlet)	:	3	i,	Schedule No 40

3 Xylene Product Tank

Fungsi : Menyimpan Xylene pada tekanan 1 atm dan temperatur 35 °C

Menentukan tipe tangki penyimpan.

Tipe Tangki yang dipilih yaitu berbentuk silinder tegak dengan dasar rata dan atap berbentuk conical dengan pertimbangan :

- Bahan baku yang disimpan berwujud cair
- Kondisi operasi tangki pada tekanan 1 atm dan temperature 35 °C

Berdasarkan literatur "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics" - Ulrich, tangki penyimpanan dengan spesifikasi seperti di atas dapat memenuhi kriteria kondisi operasi (Max 1.184 atm dan 40°C)

Menentukan bahan konstruksi.

Bahan konstruksi yang dipilih adalah Carbon Steel SA-283 Grade D dengan

- Bahan baku berwujud cairan non korosif
- Cocok untuk tangki dengan ketebalan < 1.25 in
- Harga relatif lebih murah
- Maximum allowable stress cukup besar : 12650 psi

Menentukan dimensi tangki.

Produk Xylene disimpan untuk jangka waktu : 30 hari

Jumlah Xylene yang ditampung untuk kebutuhan produksi,

$$3096,140 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 30 \text{ d} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{d}} = 2229220,80 \frac{\text{kg}}{30 \text{ d}}$$

Menghitung volume Xylene di tangki penampung,

$$T = 35 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 308 \text{ K}$$

Komponen	BM	x_i	$\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	$\rho \cdot x_i$
Benzene	78	0,01549	872,2424	13,511

Toluene	92	9,81E-02	862,7513	84,5928
Xylene	106	0,88645	880	780,076
Total		1,000		878,18

Volume Xylene yang ditampung,

$$2229221 \text{ kg} \times \frac{1}{878,1798 \text{ kg/m}^3} = 2538,45602 \text{ m}^3$$

$$= 15966,4061 \text{ bbl}$$

Safety factor tangki : 10%

Sehingga didapatkan volume tangki yang akan direncanakan,

$$V_{\text{tangki}} = 17563,0467 \text{ bbl}$$

Menentukan diameter dan tinggi tangki,

Dari Appendix E (Process Equipment Design, Brownell & Young), dipilih tangki dengan kapasitas 18.130 bbl dengan spesifikasi sebagai berikut,

- a. Diameter (D) = 60 ft
- b. Tinggi = 36 ft
- c. Jumlah Course = 6 buah
- d. Allowable Vertical Weld Joint = 0,156 in
- e. Butt-welded Courses = 72 in
= 6,000 ft

Menghitung tebal dan panjang shell course,

Tebal shell course dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 3.16 dan 3.17 (Brownell & Young)

Berdasarkan circumferential stress,

$$t = \frac{p \times d}{2 \times f \times E} + c$$

$$d = 12 \times D$$

t	= Thickness of shell	, in
p	= Internal pressure	, psi
d	= Inside diameter	, in
f	= Allowable stress	, psi
E	= Joint efficiency	, -
c	= Corrosion allowance	, in

Karena density dari Xylene tidak melebihi density air pada 60°F, digunakan persamaan 3.17 untuk *hydrostatic test*.

$$p = \rho_{Bz} \times \frac{H - 1}{144}$$

Untuk pengelasan, digunakan Double-welded butt joint, dengan spesifikasi sebagai berikut,

$$E = 80\%$$

$$c = 0,125$$

Sehingga t dapat dihitung,

$$t = \frac{\rho B_z \times (H - 1) \times d}{2 \times f \times E \times 144} + c$$

$$= \frac{54,82 \times (H - 1) \times d}{2 \times 12650 \times 80\% \times 144} + 0,1$$

$$= 1,88E-05 \times (H - 1) \times d + 0,125$$

Sedangkan panjang shell course dihitung menggunakan persamaan,

$$L = \frac{\pi d - \text{Weld Length}}{12n}$$

$$\text{Weld Length} = \text{Jumlah Course} \times \text{Allowable Welded Joint}$$

$$n = \text{Jumlah Course}$$

Course 1

$$t_1 = 1,881E-05 \times (H - 1) \times d + 0,125$$

$$= 1,881E-05 \times (36 - 1) \times 60 + 0,125$$

$$= 0,16 \text{ in}$$

Untuk course 1, dipilih plate dengan ketebalan = 0,16 in = $\frac{3}{16}$ in

Sehingga didapatkan d_1 dan L_1

$$d_1 = (12 \times D) + t_1$$

$$= 720 + 0,16$$

$$= 720,16 \text{ in}$$

$$L_1 = \frac{\pi \times 720,16 - (6 \times 0,156)}{72}$$

$$= 31,4101 \text{ ft}$$

Course 2

$$H_2 = H - 6,000$$

$$= 36 - 6,000$$

$$= 30 \text{ ft}$$

$$t_2 = 1,881E-05 \times (H - 1) \times d + 0,125$$

$$\begin{aligned}
 &= 1,881\text{E-}05 \times (30 - 1) \times 60 + 0,125 \\
 &= 0,16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Untuk course 2, dipilih plate dengan ketebalan = 0,16 in = $\frac{3}{16}$ in
 Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned}
 d_2 &= (12 \times D) + t_2 \\
 &= 720 + 0,16 \\
 &= 720,16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_2 &= \frac{\pi \times 720,16 - (6 \times 0,156)}{72} \\
 &= 31,4101 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Course 3

$$\begin{aligned}
 H_3 &= H_2 - 6,000 \\
 &= 30 - 6,000 \\
 &= 24 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_3 &= 1,881\text{E-}05 \times (H - 1) \times d + 0,125 \\
 &= 1,881\text{E-}05 \times (24 - 1) \times 60 + 0,125 \\
 &= 0,151 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Untuk course 3, dipilih plate dengan ketebalan = 0,151 in = $\frac{2}{16}$ in
 Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned}
 d_3 &= (12 \times D) + t_3 \\
 &= 720 + 0,151 \\
 &= 720,15 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_3 &= \frac{\pi \times 720,16 - (6 \times 0,156)}{72} \\
 &= 31,4101 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Course 4

$$\begin{aligned}
 H_4 &= H_3 - 6,000 \\
 &= 24 - 6,000 \\
 &= 18 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_4 &= 1,881\text{E-}05 \times (H - 1) \times d + 0,125 \\
 &= 1,881\text{E-}05 \times (18 - 1) \times 60 + 0,125 \\
 &= 0,144 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Untuk course 4, dipilih plate dengan ketebalan = 0,144 in = $\frac{2}{16}$ in
 Sehingga didapatkan,

$$\begin{aligned} d_4 &= (12 \times D) + t_4 \\ &= 720 + 0,144 \\ &= 720,14 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_4 &= \frac{\pi \times 720,16 - (6 \times 0,156)}{72} \\ &= 31,410 \text{ ft} \end{aligned}$$

Course 5

$$\begin{aligned} H_5 &= H_4 - 6,000 \\ &= 18 - 6,000 \\ &= 12 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_5 &= 1,881\text{E-}05 \times (H - 1) \times d + 0,125 \\ &= 1,881\text{E-}05 \times (12 - 1) \times 60 + 0,125 \\ &= 0,137 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk course 5, dipilih plate dengan ketebalan = 0,137 in = $\frac{2}{16}$ in
 Sehingga didapatkan d1 dan L1

$$\begin{aligned} d_5 &= (12 \times D) + t_5 \\ &= 720 + 0,137 \\ &= 720,137 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_5 &= \frac{\pi \times 720,14 - (6 \times 0,156)}{72} \\ &= 31,40890 \text{ ft} \end{aligned}$$

Course 6

$$\begin{aligned} H_6 &= H_5 - 6,000 \\ &= 12 - 6,000 \\ &= 6 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_5 &= 1,881\text{E-}05 \times (H - 1) \times d + 0,125 \\ &= 1,881\text{E-}05 \times (6 - 1) \times 60 + 0,125 \\ &= 0,131 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk course 5, dipilih plate dengan ketebalan = 0,131 in = $\frac{2}{16}$ in
 Sehingga didapatkan d1 dan L1

$$\begin{aligned} d_5 &= (12 \times D) + t_5 \\ &= 720 + 0,131 \\ &= 720,131 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_5 &= \frac{\pi \times 720,13 - (6 \times 0,156)}{72} \\ &= 31,40861 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung θ (Sudut elemen *cone* terhadap horizontal)

$$\begin{aligned} \sin\theta &= \frac{D}{430 \times t} \\ &= \frac{60}{430 \times 1} \\ &= 0,13953 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \theta &= \text{ArcSin } 0,13953 \\ &= 0,14 \\ &= 8,02 \text{ Degree} \end{aligned}$$

Tinggi head (h) dapat dihitung dengan persamaan,

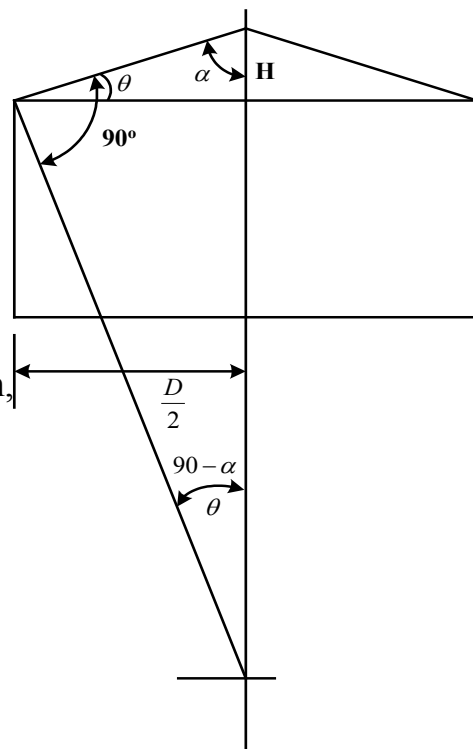
$$\text{tg}\theta = \frac{h}{0,5 \times D}$$

$$\begin{aligned} h &= 0,5 \times D \times \text{tg } \theta \\ &= 0,5 \times 60 \times 5,93 \\ &= 178,021 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \alpha &= 90 - \theta \\ &= 90 - 8,02 \\ &= 81,98 \text{ Degree} \end{aligned}$$

$$\text{tg}\alpha = \frac{D}{2 \times H}$$

$$\begin{aligned} H &= \frac{D}{2 \times \text{tg}\alpha} \\ &= \frac{60}{2 \times 0,31} \end{aligned}$$



$$= 97,792 \text{ ft}$$

Menghitung tebal head tangki,

Tekanan yang dimasukkan dalam perhitungan adalah tekanan operasi + safety factornya

$$\text{Safety facto} = 10\%$$

$$P_{+\text{Safety Factor}} = 16,17 \text{ psi}$$

$$t_h = \frac{P \times D}{2 \times \cos \theta \times \left(\left(f \times E \right) - 0,6 \times P \right)} + c$$

$$= \frac{16,17 \times 60}{2 \times 0,166 \times \left(\left(10120 \right) - 9,702 \right)} + 0,125$$

$$= 3,59 \text{ in}$$

Menghitung diameter pipa inlet dan outlet tangki,

Inlet piping,

Diameter pipa pemasukan diestimasi dengan persamaan berikut ini :

$$D_{i,\text{opt}} = 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Waktu pengisian tangki diasumsi selama: 50 jam

Sehingga q_f dapat dihitung,

$$q_f = \frac{2538,46 \times 35,31467}{50 \times 3600}$$

$$= 0,498 \text{ cuft/s}$$

$$\rho = 54,825$$

Didapatkan $D_{i,\text{opt}}$ sebesar = 4,79618 in

Dari Tabel 11, Appendix Process Heat Transfer by D. Q. Kern didapatkan,

D_{Nominal}	=	6 in
Sch.No	=	40
OD	=	6,625 in
ID	=	6,07 in
a	=	28,9 n ²

Surface/Lin.ft

$$\begin{aligned} \text{od} &= 1,73 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ \text{id} &= 1,59 \text{ ft}^2/\text{ft} \end{aligned}$$

Outlet piping,

Menghitung debit fluida

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= 6192,28 \text{ kg/h} \\ &= 13651,62 \text{ lb/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Density campuran} &= 878,18 \text{ kg/m}^3 \\ &= 54,82 \text{ lb/cuft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Debit fluida, } q_f &= \frac{\text{Kapasitas}}{\text{Density campuran}} \\ &= 0,069 \text{ cuft/s} \end{aligned}$$

$$\text{Safety factor} = 10\%$$

$$\begin{aligned} \text{Debit fluida, } q_f &= 0,069 \text{ x Safety Factor} \\ &= 0,076 \text{ cuft/s} \end{aligned}$$

Menghitung viscosity campuran,

$$\begin{aligned} T &= 35 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 308 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	BM	x_i	μ (pa.s)	$\mu \cdot x_i$
Benzene	78	0,0155	0,00065	1E-05
Toluene	92	9,8E-02	0,00058	6E-05
Xylene	106	0,8865	0,00093	0,0008
Total		1,000		0,0009

$$\text{Viscosity campuran} = 5,990\text{E-}04 \text{ lb/ft.s}$$

Menghitung diameter optimal,

Asumsi aliran turbulen, menurut Peter & Timmerhaus,

$$\begin{aligned} D_{i,\text{opt}} &= 3,9 \text{ x } q_f^{0,45} \text{ x } \rho^{0,13} \\ &= 2,059 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 11, Appendix Process Heat Transfer by D. Q. Kern didapatkan,

D_{Nominal}	=	2	in		
Sch.No	=	40			
OD	=	2,38	in	<u>Surface/Lin.ft</u>	
ID	=	2,07	in	od	= ### ft ² /ft
a	=	3,35	in ²	id	= ### ft ² /ft

Resume Tangki Penyimpanan Xylene

Tipe Tangki	:	Cylindrical - Conical Roof - Flat Bottom Tank
Jumlah Tangki	:	1 (Satu)
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA-283 Grade D
Kapasitas Tangki	:	2538,456 m ³
Tinggi Tangki	:	36 ft
Diameter Tangki	:	60 ft
Tebal Shell per Course		
Course 1	:	0,165 in
Course 2	:	0,158 in
Course 3	:	0,151 in
Course 4	:	0,144 in
Course 5	:	0,137 in
Course 6	:	0,131 in
Tinggi Head Tangki	:	97,792 ft
Tebal Head Tangki	:	3,590 in
Diameter Pipa (Inlet)	:	6 in , Schedule No 40
Diameter Pipa (Outlet)	:	2 in , Schedule No 40

4. Toluene Feed Pump (P-112)

Fungsi : Mengalirkan bahan baku toluene dari tangki penyimpanan ke feed pre-heater

Tujuan perancangan

- 1 Menentukan jenis pompa yang digunakan
- 2 Menghitung tenaga pompa yang digunakan
- 3 Menghitung tenaga motor

Menentukan jenis pompa yang digunakan,

Pompa yang dipilih yaitu pompa sentrifugal, dengan pertimbangan

sebagai berikut,

- Viskositas liquida yang rendah
- Konstruksi sederhana dan harga yang relatif lebih murah
- Tidak memerlukan *space* yang luas
- Biaya maintenance relatif lebih rendah

Menghitung tenaga pompa,

a. Menghitung kapasitas pompa

$$\begin{aligned} \text{Mass rate fluida} &= 25071,98 \text{ kg/h} \\ &= 55274,19 \text{ lb/h} \\ \rho \text{ fluida} &= 47,40 \text{ lb/cuft} \end{aligned}$$

Debit fluida

$$\begin{aligned} q_f &= \frac{m}{\rho \times 3600} \\ &= 0,324 \text{ cuft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Safety factor} &= 10\% \\ \text{Debit aktual} &= 0,356 \text{ cuft/s} \\ &= 109,593 \text{ gpm} \end{aligned}$$

b. Menghitung diameter optimal pipa,

Asumsi = Aliran turbulen, $N_{re} > 2100$

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 3,9 \times q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 4,048 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 11, Appendix Process Heat Transfer by D. Q. Kern didapatkan,

$D_{Nominal}$	=	4	in	
Sch.No	=	40		
OD	=	4,5	in	= 0,374985 ft
ID	=	4,026	in	= 0,3354866 ft
a	=	12,700	in ²	= 0,088138 sqr.ft
<u>Surface/Lin.ft</u>				
od	=	1,178	ft ² /ft	
id	=	1,055	ft ² /ft	

c. Menghitung friction loss

Menghitung *velocity* fluida,

$$v = \frac{q_f}{A} = \frac{0,324}{0,08814} = 3,67487 \text{ fps}$$

Menghitung Reynold Number

$$\mu = 0,00040 \text{ lb/ft.s}$$

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \times ID \times v}{\mu} \\ &= \frac{47,40 \times 0,3355 \times 3,67487}{0,00040} \\ &= 144768,167 \text{ (Turbulen)} \end{aligned}$$

Menghitung faktor friksi,

Faktor friksi (f) dihitung menggunakan persamaan Chen (1979) yang dapat diaplikasikan pada semua nilai Nre dan relative roughness (ϵ/d)

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \log \left[\frac{k}{3.7065D} - \frac{5.0452}{R} \log \left(\frac{1}{2.8257} \left(\frac{k}{D} \right)^{1.1098} + \frac{5.8506}{R^{0.8981}} \right) \right]$$

Dimana,

$$R = \text{Reynold Number} \quad , \quad \text{dimensionless} = 144768$$

$$\lambda = \text{Friction factor (f)} \quad , \quad \text{dimensionless}$$

$$k = \text{Pipe Roughness } (\epsilon) \quad , \quad \text{ft} \quad , \quad \frac{k}{D} = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,33549 \text{ ft}} = 0$$

$$D = \text{Inside Diameter} \quad , \quad \text{ft}$$

Didapatkan,

$$1/\sqrt{f} = 7,207$$

$$f = 0,019$$

Asumsi = Tidak terjadi perubahan ukuran diameter pipa sepanjang aliran dari tangki ke pre-heater

Menghitung head loss pada fitting

Koefisien friksi pada sambungan (K) didapatkan dari geankoplis

Jenis Fitting	K
Elbow 90°,	0,75
Gate Valve, wide open	0,17
Check Valve, swing	2

Menghitung velocity head,

$$g_c = 32,1741 \text{ ft/s}^2$$

$$v_h = \frac{v^2}{2 \cdot g_c} = \frac{13,50465}{64,34812} = 0,2098686 \text{ ft}$$

Head loss karena fitting,

Jenis Fitting	K	Jumlah	K.v _h
Elbow 90°,	0,75	2	0,3148
Gate Valve, wide open	0,17	1	0,0357
Check Valve, swing	2	1	0,4197
TOTAL h_F			0,7702 ft

Menghitung head loss pada pipa lurus, menggunakan persamaan Darcy -Weisbach,

$$h_L = f \frac{v^2}{2 \cdot g_c} \times \frac{L}{ID}$$

$$= 0,019 \times \frac{13,5}{64,3} \times \frac{30}{0,34}$$

$$= 0,36135 \text{ ft}$$

Menghitung total head loss,

$$\Sigma F = h_L + h_F$$

$$= 0,36135 + 0,7702$$

$$= 1,1316 \text{ ft}$$

Menghitung static head,

$$\Delta z = 10 \text{ ft}$$

$$\frac{g/g_c}{1} = \frac{1 \text{ lb}_f/\text{lb}_m}{1 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m} \times$$

$$= 10 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

d. Menghitung pressure head, ($\Delta P/\rho$)

$$P_1 = \text{Tekanan fluida dalam tangki} = 1 \text{ atm}$$

$$P_2 = \text{Tekanan operasi pre heater} = 25,5 \text{ atm}$$

Tekanan hidrostatik,

$$P_h = \frac{\rho \times g \times h}{g_c}$$

$$= \frac{47,40 \times 32,17 \times 10}{g_c}$$

$$= \frac{32,17406}{}$$

$$= 474,04 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\begin{aligned} P_1 &= 1 \text{ atm} \\ &= 1 \times 2.116,2 \text{ psf} + 474,04 \text{ psf} \\ &= 2590,26 \text{ psf} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_2 &= 25,5 \text{ atm} \\ &= 25,5 \times 2.116,2 \text{ psf} + 474,04 \text{ psf} \\ &= 54437,56 \text{ psf} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{\Delta P}{\rho} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} = \frac{54438 - 2590}{47,40} \\ &= 1093,73 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

e. Menghitung power pompa,

$$\begin{aligned} -W_s &= \Delta z \frac{g}{g_c} + \frac{v^2}{2 \cdot g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F \\ &= 10 + 0,2099 + 1094 + 1,132 \\ &= 1105,07 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

f. Menghitung Brake Horse Power (BHP),

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= q_f \times \rho \times \frac{W_s}{550} \\ &= 0,356 \times 47,40 \times 2,0092258 \\ &= 33,934 \text{ HP} \end{aligned}$$

Dari fig 14-37, Plant Design and Economics for Chemical Engineer by Peters & Timmerhaus Ed.4 didapatkan efisiensi pompa sentrifugal untuk kapasitas $\pm 96 \text{ gpm}$.

$$\eta_{\text{Pompa}} = 70,00\%$$

$$\text{BHP}_{\text{Aktual}} = \frac{\text{BHP}}{\eta_{\text{Pompa}}} = \frac{33,93}{70,00\%} = 48,4778 \text{ HF}$$

g. Menghitung tenaga motor pompa,

Dari fig 14-38, Plant Design and Economics for Chemical Engineer by Peters & Timmerhaus Ed.4 didapatkan efisiensi motor untuk BHP = 29.891 HP.

$$\eta_{\text{Motor}} = 88,00\%$$

$$P_{\text{Motor}} = \frac{\text{BHPAktua}}{\eta_{\text{Motor}}} = \frac{48,48}{88,00\%} = 55,088453 \text{ HP}$$

Resume Spesifikasi Pompa

Tipe Pompa	:	Centrifugal Pump
Kapasitas Pompa	:	0,356 cuft/s
Total Head	:	1105,074 ft.lbf/lb _m
Power Pompa	:	48,478 HP
Ukuran Pipa		
D Nominal	:	4 in
ID	:	4,026 in
OD	:	4,500 in
Schedule No.	:	40
Bahan	:	Commercial Steel
Power Motor	:	55,088 HP

5 Recycle Benzene Pump (P-314)

Fungsi : Mengalirkan toluene kembali ke kolom distilasi

Tujuan perancangan

- 1 Menentukan jenis pompa yang digunakan
- 2 Menghitung tenaga pompa yang digunakan
- 3 Menghitung tenaga motor

Menentukan jenis pompa yang digunakan,

Pompa yang dipilih yaitu pompa sentrifugal, dengan pertimbangan sebagai berikut,

- Viskositas liquida yang rendah
- Konstruksi sederhana dan harga yang relatif lebih murah
- Tidak memerlukan *space* yang luas
- Biaya maintenance relatif lebih rendah

Menghitung tenaga pompa,

a. Menghitung kapasitas pompa

$$\begin{aligned} \text{Mass rate fluida} &= 14253,16 \text{ kg/h} \\ &= 31422,79 \text{ lb/h} \\ \rho \text{ fluida} &= 48,36 \text{ lb/cuft} \end{aligned}$$

Debit fluida

$$\begin{aligned} q_f &= \frac{m}{\rho \times 3600} \\ &= 0,181 \text{ cuft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Safety factor} &= 10\% \\ \text{Debit aktual} &= 0,199 \text{ cuft/s} \\ &= 61,075 \text{ gpm} \end{aligned}$$

b. Menghitung diameter optimal pipa,

Asumsi = Aliran turbulen, $N_{re} > 2100$

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 3,9 \times q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 3,120 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 11, Appendix Process Heat Transfer by D. Q. Kern didapatkan,

$D_{Nominal}$	=	3	in	
Sch.No	=	40		
OD	=	3,5	in	= 0,291655 ft
ID	=	3,068	in	= 0,2556564 ft
a	=	7,380	in ²	= 0,0512172 sqr.ft
<u>Surface/Lin.ft</u>				
od	=	0,917	ft ² /ft	
id	=	0,804	ft ² /ft	

c. Menghitung friction loss

Menghitung *velocity* fluida,

$$v = \frac{q_f}{A} = \frac{0,181}{0,05122} = 3,52428 \text{ fps}$$

Menghitung Reynold Number

$$\mu = 0,00020 \text{ lb/ft.s}$$

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{\rho \times ID \times v}{\mu} \\
 &= \frac{48,36 \times 0,2557 \times 3,52428}{0,00020} \\
 &= 214487,894 \text{ (Turbulen)}
 \end{aligned}$$

Menghitung faktor friksi,

Faktor friksi (f) dihitung menggunakan persamaan Chen (1979) yang dapat diaplikasikan pada semua nilai Nre dan relative roughness (ϵ/d)

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \log \left[\frac{k}{3.7065D} - \frac{5.0452}{R} \log \left(\frac{1}{2.8257} \left(\frac{k}{D} \right)^{1.1098} + \frac{5.8506}{R^{0.8981}} \right) \right]$$

Dimana,

$$\begin{aligned}
 R &= \text{Reynold Number} \quad , \quad \text{dimensionless} = 214488 \\
 \lambda &= \text{Friction factor (f)} \quad , \quad \text{dimensionless} \\
 k &= \text{Pipe Roughness } (\epsilon) \quad , \quad \text{ft} \quad , \quad \frac{k}{D} = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,25566 \text{ ft}} = 0 \\
 D &= \text{Inside Diameter} \quad , \quad \text{ft}
 \end{aligned}$$

Didapatkan,

$$\begin{aligned}
 1/\sqrt{f} &= 7,218 \\
 f &= 0,019
 \end{aligned}$$

Asumsi = Tidak terjadi perubahan ukuran diameter pipa sepanjang aliran dari tangki ke pre-heater

Menghitung head loss pada fitting

Koefisien friksi pada sambungan (K) didapatkan dari Hydraulic Institute Engineering Data Book, dimana K merupakan fungsi dari ukuran fitting.

Jenis Fitting	K
Elbow 90°,	0,75
Gate Valve, wide open	0,17
Check Valve, swing	2
Tee, Line Flow, Flanged	1

Menghitung velocity head,

$$g_c = 32,1741 \text{ ft/s}^2$$

$$v_h = \frac{v^2}{2 \cdot g_c} = \frac{12,42057}{64,34812} = 0,1930214 \text{ ft}$$

Head loss karena fitting,

Jenis Fitting	K	Jumlah	K.v _h
Elbow 90°,	0,75	3	0,4343
Gate Valve, wide open	0,17	1	0,0328
Check Valve, swing	2	1	0,3860
Tee, Line Flow, Flanged	1	1	0,1930
TOTAL h_F			1,0462 ft

Menghitung head loss pada pipa lurus, menggunakan persamaan Darcy -Weisbach,

$$h_L = f \frac{v^2}{2 \cdot g_c} \times \frac{L}{ID}$$

$$= 0,019 \times \frac{12,4}{64,3} \times \frac{120}{0,26}$$

$$= 1,73891 \text{ ft}$$

Menghitung total head loss,

$$\Sigma F = h_L + h_F$$

$$= 1,73891 + 1,0462$$

$$= 2,7851 \text{ ft}$$

Menghitung static head,

$$\Delta z = 55 \text{ ft}$$

$$\frac{g/g_c = 1 \text{ lb}_f/\text{lb}_m}{= 55 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m}$$

d. Menghitung pressure head, ($\Delta P/\rho$)

$$P_1 = \text{Tekanan fluida dalam tangki} = 2,5 \text{ atm}$$

$$P_2 = \text{Tekanan operasi kolom distilasi} = 3,3 \text{ atm}$$

Tekanan hidrostatik,

$$P_h = \frac{\rho \times g \times h}{g_c}$$

$$= \frac{48,36 \times 32,17 \times 55}{32,17406}$$

$$= 2659,61 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\begin{aligned} P_1 &= 2,5 \text{ atm} \\ &= 2,5 \times 2.116,2 \text{ psf} + 2659,613 \text{ psf} \\ &= 7950,15 \text{ psf} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_2 &= 3,3 \text{ atm} \\ &= 3,3 \times 2.116,2 \text{ psf} + 2659,613 \text{ psf} \\ &= 9643,13 \text{ psf} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{\Delta P}{\rho} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} = \frac{9643,13 - 7950}{48,36} \\ &= 35,01 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

e. Menghitung power pompa,

$$\begin{aligned} -W_s &= \Delta z \frac{g}{g_c} + \frac{v^2}{2 \cdot g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F \\ &= 55 + 0,1930 + 35 + 2,7851 \\ &= 92,99 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

f. Menghitung Brake Horse Power (BHP),

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= q_f \times \rho \times \frac{W_s}{550} \\ &= 0,199 \times 48,36 \times 0,1690696 \\ &= 1,623 \text{ HP} \end{aligned}$$

Dari fig 14-37, Plant Design and Economics for Chemical Engineer by Peters & Timmerhaus Ed.4 didapatkan efisiensi pompa sentrifugal untuk kapasitas $\pm 61 \text{ gpm}$.

$$\eta_{\text{Pompa}} = 60,00\%$$

$$\text{BHP}_{\text{Aktual}} = \frac{\text{BHP}}{\eta_{\text{Pompa}}} = \frac{1,62}{60,00\%} = 2,70551 \text{ HF}$$

g. Menghitung tenaga motor pompa,

Dari fig 14-38, Plant Design and Economics for Chemical Engineer by Peters & Timmerhaus Ed.4 didapatkan efisiensi motor untuk BHP = 1.623 HP.

$$\eta_{\text{Motor}} = 81,00\%$$

$$P_{\text{Motor}} = \frac{\text{BHPAktua}}{\eta_{\text{Motor}}} = \frac{2,71}{81,00\%} = 3,3401367 \text{ HP}$$

Resume Spesifikasi Pompa

Tipe Pompa	:	Centrifugal Pump
Kapasitas Pompa	:	0,199 cuft/s
Total Head	:	92,988 ft.lb _f /lb _m
Power Pompa	:	2,706 HP
Ukuran Pipa		
D Nominal	:	3 in
ID	:	3,068 in
OD	:	3,500 in
Schedule No.	:	40
Bahan	:	Commercial Steel
Power Motor	:	3,340 HP

6. Feed Preheater Reactor (E-113)

1. Heat Balance

Aliran bahan dingin,	Q =	9549885 kJ/jam	=	9051508,7 btu/jam
	W =	26112 kg/jam	=	57567 lb/jam
Aliran bahan panas,	W =	6063,7 kg/jam	=	13368 lb/jam

2. LMTD

T ₁ =	257 °C =	494,6 °F
T ₂ =	257 °C =	494,6 °F
t ₁ =	30 °C =	86 °F
t ₂ =	200 °C =	392 °F
LMTD =	$\frac{(\quad 494,6 \quad - \quad 392 \quad) - (\quad 494,6 \quad - \quad 86 \quad)}{\ln \frac{(\quad 494,6 \quad - \quad 392 \quad)}{(\quad 494,6 \quad - \quad 86 \quad)}}$	

$$\text{LMTD} = 221,434458$$

$$R = \frac{0}{306} = 0 \quad S = \frac{306}{409} = 0,749$$

karena nilai R sangat kecil maka $\Delta T = \text{LMTD}$
 $\Delta T = 221,434$

3. Menentukan koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 100 \text{ Btu} / (\text{jam})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

4. Memilih jenis ukuran pipa

Dari Tabel 10 hal 843 Kern, dipilih pipa dengan kriteria :

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$L = 12 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 0,62 \text{ in}$$

$$a_o = 0,2 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a_i = 0,3 \text{ in}^2$$

5. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T} = \frac{9051508,729}{100 \times 221,43} = 408,767 \text{ ft}^2$$

6 Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a_o} = \frac{408,7669476}{12 \times 2 \times 0,196} = 173,52986$$

Dari tabel 9 hal 841-842 Kern dipilih heat exchanger dengan ketentuan :

Shell

$$\text{ID} : 17,25 \text{ in}$$

$$B : 12,1 \text{ in}$$

$$\text{Pass} : 1$$

Tube

$$\text{No. of Tube} : 178$$

$$\text{OD, BWG} : 0.75 \text{ in, 16}$$

$$\text{Pitch} : 1 \text{ in triangular}$$

$$\text{Pass} : 4$$

7. Mengkoreksi harga U_D

Menghitung harga A terkoreksi

$$A \text{ terkoreksi} = N_t \times L \times a_o$$

$$= 419,297 \text{ ft}^2$$

Menghitung harga U_D koreksi

$$U_{D \text{ koreksi}} = \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t_{\text{mean}}} = 97,4887$$

8. Perhitungan T_{av} dan t_{av}

karena viskositas yang relatif kecil maka $T_c = T_{av}$ dan $t_c = t_{av}$

$$T_c = T_{av} = \frac{494,6 + 494,6}{2} = 494,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{86 + 392}{2} = 239 \text{ } ^\circ\text{F}$$

hot fluid (Shell)

cold fluid (Tube)

9. Flow area

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T} \times 0,5$$

$$C' = P_T - OD = 1,0 - 0,75 = 0,25$$

$$a_s = 0,18081 \text{ ft}^2$$

10 Mass velocity

$$G_s = \frac{W_s}{a_s} = \frac{13368}{0,18081} = 73933,78 \text{ lb/hr.ft}^2$$

11 At 494.6 °F, $\mu = 0,019 \text{ cp} = 0,04598 \text{ lbm/ft.h}$

Dari fig. 28 hal 838 Kern,
 $De = 0,73 \text{ in} = 0,06081 \text{ ft}$

$$Nre = \frac{D_e G_s}{\mu} = 97778,1$$

12 Dari fig 28 hal 838 Kern

$$j_H = 290$$

13 At 494.6 °F

9 Flow area

$$a_t = \frac{Nt \times ai}{144 n} = 0,0933 \text{ ft}^2$$

1 Mass velocity

$$G_t = \frac{W_t}{a_t} = \frac{57566,515}{0,0933264} = 616830 \text{ } \text{lb/hr.f}$$

1 At 239°F, $\mu = 0,2214 \text{ cp} = 0,5359 \text{ lbm/ft.h}$

$$Nre = \frac{D_t G_t}{\mu} = 59472$$

1 Dari fig 28 hal 838 Kern

$$j_H = 140$$

1 At 239 °F

$$\begin{aligned}c &= 0,48 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \\k &= 0,0248 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F} \\(c.\mu/k)^{1/3} &= 0,96188\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}14 \text{ } h_c &= j_H.(k/De).(c\mu/k)^{1/3} \\&= 113,763 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}\end{aligned}$$

15 Clean overall coefficient, U_c

$$\begin{aligned}U_c &= \frac{h_{io}h_o}{h_{io} + h_o} \\&= 81,6376 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}\end{aligned}$$

16 Menghitung fouling factor (R_D)

$$\begin{aligned}R_D &= \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} \\&= 0,00199\end{aligned}$$

Dari Table 12, untuk industrial organic harus memiliki fouling factor $> 0,001$,
Dapat disimpulkan R_D yang didapatkan dari perhitungan memenuhi kriteria perancangan.

Menghitung ΔP bagian tube (ΔP_t)

$$\begin{aligned}17. \text{ Untuk } N_{re} &= 59471,5407 \\ \text{Dari Fig.26 Hal 836 Kern } f &= 0,0002 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \\ \text{Pada } T = 239 \text{ }^\circ\text{F} \quad s &= 0,87\end{aligned}$$

18 Menghitung Pressure Drop

$$\begin{aligned}1 \Delta P_{t1} &= 2 \times \frac{f.Gt^2.L.n}{(5,22 \cdot 10^{10}). D. S. \phi_t} \\&= 2 \times \frac{0,00015 \times 3,8E+11 \times 12 \times 4}{5,2E+10 \times 0,051667 \times 0,87 \times 1} \\&= 2,33503 \text{ psi (desain memenuhi)}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}c &= 0,53 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \\k &= 0,087 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F} \\(c.\mu/k)^{1/3} &= 1,483\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}14 \text{ } h_i &= j_H.(k/D).(c\mu/k)^{1/3} \\&= 349,71 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}13 \text{ } h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\&= 350 \times \frac{0,6}{0,8} \\&= 289,1\end{aligned}$$

$$2 \quad Gt = 616829,987 \quad \frac{v^2}{2g'} = 0,05 \quad \text{fig 27}$$

$$\Delta P_{t2} = \frac{4n v^2}{s \cdot 2g'} = 1,83908 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{t \text{ tot}} = 4,17411$$

Menghitung ΔP di shell (ΔP_s)

17 Untuk $N_{re} = 97778,143$

Dari Fig.26, Kern diperoleh

$$f = 0,0013 \quad \text{ft}^2/\text{in}^2$$

$$s = 1$$

$$D_s = \frac{17,3}{12} = 1,44 \text{ ft}$$

18 Jumlah crosses

$$\begin{aligned} N+1 &= 12 L/B = 12 \times \frac{12 \times 2 \times 2}{12,08} \\ &= 11,925466 \end{aligned}$$

19 Menghitung ΔP_s

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{(5,22 \cdot 10^{10}) D_e \cdot s \cdot \phi_s}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0013 \times 73933,8^2 \times 1,4 \times 11,9}{5,2E+10 \times 0,06081 \times 1 \times 1} = 0,03838 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s < 10 \text{ psi} \quad (\text{Desain memenuhi})$$

Resume Spesifikasi Feed Reactor Exchanger (E-113)

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	= E-113
Fungsi	= menaikkan suhu feed reaktor
Jenis	= Shell & Tube 1 - 2
Jumlah	= 1

Bahan Konstruksi = Carbon Steel SA-283 Grade C

Luas Area = 419,2968 ft²

Temperature

T₁ = 494,6 °F

T₂ = 494,6 °F

t₁ = 86 °F

t₂ = 392 °F

Shell

ID = 17,25 inch

Baffle = 12,08 inch

Passes = 1

Bahan = Carbon steel

Tube

OD = 1,25 inch

Jumlah = 178

Passes = 4

Pitch = 1,563 inch

Bahan = Carbon steel

8 Feed Preheater Distilasi (E-115)

1. Heat Balance

Aliran bahan dingin, Q = 2285364 kJ/jam = 2166098,6 btu/jam

W = 23541,58 kg/jam = 51900 lb/jam

Aliran bahan panas, W = 26630 kg/jam = 58708 lb/jam

2. LMTD

T₁ = 220 °C = 428 °F

T₂ = 201 °C = 393,8 °F

t₁ = 38 °C = 100,4 °F

t₂ = 90 °C = 194 °F

$$\text{LMTD} = \frac{(\text{428} - \text{194}) - (\text{393,8} - \text{100,4})}{\ln \frac{(\text{428} - \text{194})}{(\text{393,8} - \text{100,4})}}$$

$$\text{LMTD} = 262,581186$$

$$R = \frac{34,2}{93,6} = 0,365 \quad S = \frac{93,6}{328} = 0,286$$

karena nilai R sangat kecil maka delta T = LMTD
 $\Delta T = 262,581$

3. Menentukan koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 75 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

4. Memilih jenis ukuran pipa

Dari Tabel 10 hal 843 Kern, dipilih pipa dengan kriteria :

$$OD = 0,75 \text{ in}$$

$$BWG = 16$$

$$L = 12 \text{ ft}$$

$$ID = 0,62 \text{ in}$$

$$ao = 0,2 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$ai = 0,3 \text{ in}^2$$

5. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T} = \frac{2166098,556}{75 \times 262,58} = 109,99 \text{ ft}^2$$

6 Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a_o} = \frac{109,990036}{12 \times 2 \times 0,196} = 46,693002$$

Dari tabel 9 hal 841-842 Kern dipilih heat exchanger dengan ketentuan :

Shell

$$ID : \#\# \text{ in}$$

$$B : 7 \text{ in}$$

$$Pass : 2$$

Tube

$$\text{No. of Tube} : 47$$

$$OD, BWG : 3/4 \text{ in}, 16$$

$$\text{Pitch} : \### \text{ in triangular}$$

$$\text{Pass} : 4$$

7. Mengkoreksi harga U_D

Menghitung harga A terkoreksi

$$A \text{ terkoreksi} = N_t \times L \times a_o$$

$$= 110,713 \text{ ft}^2$$

Menghitung harga U_D koreksi

$$U_{D \text{ koreksi}} = \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t_{\text{mean}}} = 74,5101$$

8. Perhitungan Tav dan t av

karena viskositas yang relatif kecil maka $T_c = T_{av}$ dan $t_c = t_{av}$

$$T_c = T_{av} = \frac{428 + 393,8}{2} = 410,9 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{100,4 + 194}{2} = 147,2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

hot fluid (Shell)

cold fluid (Tube)

9. Flow area

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T} \times 0,5$$

$$C' = P_T - OD = 0,9 - 0,75 = 0,188$$

$$a_s = 0,04861 \text{ ft}^2$$

10 Mass velocity

$$G_s = \frac{W_s}{a_s} = \frac{58708,5}{0,04861} = 1207718 \text{ lb/hr.ft}^2$$

11 At 410.9 °F, $\mu = 0,16897 \text{ cp} = 0,408907 \text{ lbm/ft.h}$

Dari fig. 28 hal 838 Kern,
 $D_e = 0,55 \text{ in} = 0,04582 \text{ ft}$

$$Nre = \frac{D_e G_s}{\mu} = 135316$$

12 Dari fig 28 hal 838 Kern

$$j_H = 190$$

13 At 410.9 °F

$$c = 0,45 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

9 Flow area

$$a_t = \frac{N_t \times a_i}{144 n} = 0,0246 \text{ ft}^2$$

1 Mass velocity

$$G_t = \frac{W_t}{a_t} = \frac{51899,767}{0,0246424} = 2106120, \text{ hr.f}$$

1 At 147.2 °F, $\mu = 0,1898 \text{ cp} = 0,4592 \text{ lbm/ft.l}$

$$Nre = \frac{D_t G_t}{\mu} = 236959$$

1 Dari fig 28 hal 838 Kern

$$j_H = 400$$

1 At 147.2 °F

$$c = 0,52 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,087 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$(c \cdot \mu/k)^{1/3} = 1,28363$$

$$k = 0,087 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$(c \cdot \mu/k)^{1/3} = 1,4$$

$$14 h_c = j_H \cdot (k/D_e) \cdot (c \cdot \mu/k)^{1/3}$$

$$= 463,132 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$14 h_i = j_H \cdot (k/D) \cdot (c \cdot \mu/k)^{1/3}$$

$$= 922,23 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

15 Clean overall coefficient, U_c

$$U_c = \frac{h_{i0} h_o}{h_{i0} + h_o}$$

$$= 288,11 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$13 h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 922 \times \frac{0,6}{0,8}$$

$$= 762,38$$

16 Menghitung fouling factor (R_D)

$$R_D = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$= 0,00995$$

Dari Table 12, untuk industrial organic harus memiliki fouling factor > 0,001 ,
 Dapat disimpulkan R_D yang didapatkan dari perhitungan memenuhi kriteria
 perancangan.

Menghitung ΔP bagian tube (ΔP_t)

$$17 \text{ Untuk } N_{re} = 236959,158$$

$$\text{Dari Fig.26 Hal 836 Kern } f = 0,0001 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$\text{Pada } T = 147,2 \text{ } ^\circ\text{F} \quad s = 0,88$$

18 Menghitung Pressure Drop

$$1 \Delta P_{t1} = 2 \times \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{(5,22 \cdot 10^{10}) \cdot D \cdot S \cdot \phi_t}$$

$$= 2 \times \frac{0,0001 \times 4,44E+12 \times 12 \times 4}{5,2E+10 \times 0,051667 \times 0,88 \times 1}$$

$$= 8,97106 \text{ psi (desain memenuhi)}$$

$$2 \quad Gt = 2106119,91 \quad \frac{v^2}{2g'} = 0,05 \quad \text{fig 27}$$

$$\Delta P_{t2} = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g'} = 0,45455 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{t \text{ tot}} = 9,42561$$

Menghitung ΔP di shell (ΔP_s)

17 Untuk $N_{re} = 135315,686$

Dari Fig.26, Kern diperoleh

$$f = 0,00084 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$s = 0,88$$

$$D_s = \frac{10}{12} = 0,83 \text{ ft}$$

18 Jumlah crosses

$$N+1 = 12 L/B = 12 \times \frac{12}{7} = 20,571429$$

19 Menghitung ΔP_s

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{(5,22 \cdot 10^{10}) D_e \cdot s \cdot \phi_s}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,00084 \times 1207718^2 \times 0,8 \times 20,6}{5,2E+10 \times 0,04582 \times 0,88 \times 1} = 9,98004 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s < 10 \text{ psi (Desain memenuhi)}$$

Resume Spesifikasi Feed Pre heater Distilasi (E-311)

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	= E-311
Fungsi	= menaikkan suhu feed sebelum masuk benzene column

Jenis	=	Shell & Tube	2 - 4
Jumlah	=	1	
Bahan Konstruksi	=	Carbon Steel SA-283 Grade C	
Luas Area	=	110,7132	ft ²
Temperature			
T ₁	=	428	°F
T ₂	=	393,8	°F
t ₁	=	100,4	°F
t ₂	=	194	°F
Shell			
ID	=	10	inch
Baffle	=	7	inch
Passes	=	2	
Bahan	=	Carbon steel	
Tube			
OD	=	1,25	inch
Jumlah	=	47	
Passes	=	4	
Pitch	=	1,563	inch
Bahan	=	Carbon steel	

9 Feed Separator cooler (E-213)

1. Heat Balance

Aliran dingin,	Q =	5334025,29	kJ/jam	=	5055661	btu/jam
	W =	4725,14333	kg/jam	=	10417,05	lb/jam
Aliran panas,	W =	26630	kg/jam	=	58708,5	lb/jam

2. LMTD

T ₁ =	210	°C =	410	°F
T ₂ =	100	°C =	212	°F
t ₁ =	30	°C =	86	°F
t ₂ =	45	°C =	113	°F

$$LMTD = \frac{(410 - 113) - (212 - 86)}{\ln \frac{(410 - 113)}{(212 - 86)}}$$

$$\text{LMTD} = 199,428484$$

$$R = \frac{198}{27} = 7,333 \quad S = \frac{27}{324} = 0,083$$

dari fig 19 kern didapatkan nilai $ft = 0.97$

$$\Delta T = 193,446$$

digunakan HE tipe 1-2 jumlah 1

3. Menentukan koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 75 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

4. Memilih jenis ukuran pipa

Dari Tabel 10 hal 843 Kern, dipilih pipa dengan kriteria :

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$L = 12 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 0,62 \text{ in}$$

$$a_o = 0,2 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a_i = 0,3 \text{ in}^2$$

5. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T} = \frac{5055660,62}{75 \times 199,43} = 338,01 \text{ ft}^2$$

6 Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a_o} = \frac{338,0099315}{12 \times 2 \times 0,196} = 71,746$$

Dari tabel 9 hal 841-842 Kern dipilih heat exchanger dengan ketentuan :

Shell	Tube
ID : 12 in	No. of Tube : 74
B : 8,4 in	OD, BWG : 3/4 in, 16
Pass : 1	Pitch : 1 in triangular
	Pass : 6

7. Mengkoreksi harga U_D

Menghitung harga A terkoreksi

$$\begin{aligned} A \text{ terkoreksi} &= N_t \times L \times a_o \times 2 \\ &= 348,629 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menghitung harga U_D koreksi

$$U_{D \text{ koreksi}} = \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t_{\text{mean}}} = 72,7156$$

8. Perhitungan T_{av} dan t_{av}

karena viskositas yang relatif kecil maka $T_c = T_{av}$ dan $t_c = t_{av}$

$$T_c = T_{av} = \frac{410 + 212}{2} = 311 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{86 + 113}{2} = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

hot fluid (Shell)

cold fluid (Tube)

9. Flow area

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T} \times 0,5$$

$$C' = P_T - OD = 1 - 0,75 = 0,25$$

$$a_s = 0,0875 \text{ ft}^2$$

10 Mass velocity

$$G_s = W_s / a_s = \frac{58708,5}{0,0875} = 670954,3 \text{ lb/hr.ft}^2$$

11 At 133 °F, $\mu = 0,187671 \text{ cp} = 0,454164 \text{ lbm/ft.h}$

Dari fig. 28 hal 838 Kern,
 $D_e = 0,73 \text{ in} = 0,06081 \text{ ft}$

$$Nre = \frac{D_e G_s}{\mu} = 89835,6$$

12 Dari fig 28 hal 838 Kern

$$j_H = 180$$

9. Flow area

$$a_t = \frac{N_t \times a_i}{144 n} = 0,0259 \text{ ft}^2$$

10. Mass velocity

$$G_t = W_t / a_t = \frac{10417,05}{0,025866} = \text{#####} \text{ r.f}$$

$$\text{vel, } V = G_t / 3600p = \frac{402735,4592}{\text{###} \times 62} = 2$$

11. At 99.5°F, $\mu = 0,7 \text{ cp} = 1,694 \text{ lbm}$

$$Nre = \frac{D_t G_t}{\mu} = 12283,4$$

$$hi = 330 = 330 \text{ (figure 25)}$$

13 At 145 °F

$$\begin{aligned} c &= 0,4269 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \\ k &= 0,088 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F} \\ (c.\mu/k)^{1/3} &= 1,30122 \end{aligned} \quad \left| \quad \begin{aligned} h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\ &= 330 \times \frac{0,62}{0,75} \\ &= 273 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 14 h_c &= j_H.(k/De).(c\mu/k)^{1/3} \\ &= 338,953 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

15 Clean overall coefficient, U_c

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io}h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= 151,15 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

16 Menghitung fouling factor (R_D)

$$\begin{aligned} R_D &= \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} \\ &= 0,00714 \end{aligned}$$

Dari Table 12, untuk industrial organic harus memiliki fouling factor > 0,001 ,
 Dapat disimpulkan R_d yang didapatkan dari perhitungan memenuhi kriteria perancang

Menghitung ΔP bagian tube (ΔP_t)

$$\begin{aligned} 17 \text{ Untuk } N_{re} &= 12283,3523 \\ \text{Dari Fig.26 Hal 836 Kern } f &= 0,0004 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \\ \text{Pada } T = 99,5 \text{ }^\circ\text{F} \quad s &= 1 \end{aligned}$$

18 Menghitung Pressure Drop

$$\begin{aligned} 1 \quad \Delta P_{t1} &= 2 \times \frac{f.Gt^2.L.n}{(5,22 \cdot 10^{10}). D. S. \phi_t} \\ &= 2 \times \frac{0,00038 \times 402735,5 \times 12 \times 6}{5,2E+10 \times 0,051667 \times 1 \times 1} \\ &= 1,6E-05 \text{ psi (desain memenuhi)} \end{aligned}$$

$$2 \quad Gt = 402735,459 \quad \frac{v_2}{2g'} = 0,024 \quad \text{fig 27}$$

$$\Delta P_{t2} = \frac{4n v^2}{s 2g'} = 0,192 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{t \text{ tot}} = 0,19202$$

Menghitung ΔP di shell (ΔP_s)

17 Untuk $N_{re} = 89835,6131$

Dari Fig.26, Kern diperoleh

$$f = 0,001 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$s = 0,987$$

$$D_s = \frac{12}{12} = 1 \text{ ft}$$

18 Jumlah crosses

$$N+1 = 12 L/B = 12 \times \frac{12}{8,4} = 68,571429$$

19 Menghitung ΔP_s

$$\Delta P_s = \frac{f.G_s^2.D_s.(N+1)}{(5,22.10^{10})De.s.\phi_s}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,001 \times 670954^2 \times 1 \times 68,6}{5,2E+10 \times 0,06081 \times 0,99 \times 1} = 9,85311 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s < 10 \text{ psi} \quad (\text{Desain memenuhi})$$

Resume Spesifikasi benzene product cooler

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	= E-212
Fungsi	= Mendinginkan produk benzene sebelum masuk ke separator
Jenis	= Shell & Tube 1 - 2
Jumlah	= 1
Bahan Konstruksi	= Carbon Steel SA-283 Grade C
Luas Area	= 348,6288 ft ²
Temperature	

$$\begin{aligned} T_1 &= 410 \text{ } ^\circ\text{F} \\ T_2 &= 212 \text{ } ^\circ\text{F} \\ t_1 &= 86 \text{ } ^\circ\text{F} \\ t_2 &= 113 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Shell

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 12 \text{ inch} \\ \text{Baffle} &= 8,4 \text{ inch} \\ \text{Passes} &= 1 \\ \text{Bahan} &= \text{Carbon steel} \end{aligned}$$

Tube

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 1,25 \text{ inch} \\ \text{Jumlah} &= 74 \\ \text{Passes} &= 6 \\ \text{Pitch} &= 1,563 \text{ inch} \\ \text{Bahan} &= \text{Carbon steel} \end{aligned}$$

10 Feed Separator cooler 2 (E-213)

1. Heat Balance

$$\begin{aligned} \text{Aliran bahan dingin } Q &= 2752411,49 \text{ kJ/jam} = 2608772 \text{ btu/jam} \\ W &= 2438,22218 \text{ kg/jam} = 5375,305 \text{ lb/jam} \\ \text{Aliran bahan panas, } W &= 26630 \text{ kg/jam} = 58708,5 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

2. LMTD

$$\begin{aligned} T_1 &= 100 \text{ } ^\circ\text{C} = 212 \text{ } ^\circ\text{F} \\ T_2 &= 38 \text{ } ^\circ\text{C} = 100,4 \text{ } ^\circ\text{F} \\ t_1 &= 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F} \\ t_2 &= 45 \text{ } ^\circ\text{C} = 113 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(212 - 113) - (100,4 - 86)}{\ln \frac{(212 - 113)}{(100,4 - 86)}}$$

$$\text{LMTD} = 43,8821343$$

$$R = \frac{111,6}{27} = 4,133 \quad S = \frac{27}{126} = 0,214$$

dari fig 19 kern didapatkan nilai $f_t = 0,88$

$$\Delta T = 38,6163$$

digunakan HE tipe 1-2

3. Menentukan koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 75 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

4. Memilih jenis ukuran pipa

Dari Tabel 10 hal 843 Kern, dipilih pipa dengan kriteria :

$$OD = 0,75 \text{ in}$$

$$BWG = 16$$

$$L = 12 \text{ ft}$$

$$ID = 0,62 \text{ in}$$

$$a_o = 0,2 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a_i = 0,3 \text{ in}^2$$

5. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T} = \frac{2608772,473}{75 \times 43,882} = 792,66 \text{ ft}^2$$

6 Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a_o} = \frac{792,6604649}{12 \times 2 \times 0,196} = 168,25$$

Dari tabel 9 hal 841-842 Kern dipilih heat exchanger dengan ketentuan :

Shell	Tube
ID : 15,3 in	No. of Tube : 170
B : 10,7 in	OD, BWG : 3/4 in, 16
Pass : 1	Pitch : 0,9 in triangular
	Pass : 1

7. Mengkoreksi harga U_D

Menghitung harga A terkoreksi

$$\begin{aligned} A \text{ terkoreksi} &= N_t \times L \times a_o \times 2 \\ &= 800,904 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menghitung harga U_D koreksi

$$\begin{aligned} U_{D \text{ koreksi}} &= \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t_{\text{mean}}} \\ &= 74,228 \end{aligned}$$

8. Perhitungan Tav dan t av

karena viskositas yang relatif kecil maka $T_c = T_{av}$ dan $t_c = t_{av}$

$$T_c = T_{av} = \frac{212 + 100,4}{2} = 156,2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{86 + 113}{2} = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

hot fluid (Shell)

cold fluid (Tube)

9. Flow area

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T} \times 0,5$$

$$C' = P_T - OD$$

$$= 0,938 - 0,75$$

$$= 0,188$$

$$a_s = 0,11305 \text{ ft}^2$$

10 Mass velocity

$$G_s = W_s / a_s$$

$$= \frac{58708,5}{0,11305} = 519308,9 \text{ lb/hr.ft}^2$$

11 At 156.2°F, $\mu = 0,182 \text{ cp}$
 $= 0,44044 \text{ lbm/ft.h}$

Dari fig. 28 hal 838 Kern,
 $D_e = 0,55 \text{ in} = 0,04582 \text{ ft}$

$$N_{re} = \frac{D_e G_s}{\mu} = 54019$$

12 Dari fig 28 hal 838 Kern

$$j_H = 150$$

13 At 156.2 °F

$$c = 0,4269 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,088 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$(c \cdot \mu / k)^{1/3} = 1,28798$$

9. Flow area

$$a_t = \frac{N_t \times a_i}{144 n}$$

$$a_t = 0,3565 \text{ ft}^2$$

10. Mass velocity

$$G_t = W_t / a_t$$

$$= \frac{5375,305}{0,356528} = 15077 \text{ rr.f}$$

$$\text{vel, } V = G_t / 3600 p$$

$$= \frac{15076,81853}{### \times 62} = 0$$

11. At 99.5°F, $\mu = 0,7 \text{ cp}$
 $= 1,694 \text{ lbm/}$

$$N_{re} = \frac{D_t G_t}{\mu} = 459,84$$

$$h_i = 330$$

$$= 330 \text{ (figure 25)}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 330 \times \frac{0,62}{0,75}$$

$$= 273$$

$$14 h_c = j_H \cdot (k/De) \cdot (c\mu/k)^{1/3}$$

$$= 371,087 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

15 Clean overall coefficient, U_c

$$U_c = \frac{h_{i0} h_o}{h_{i0} + h_o}$$

$$= 157,221 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

16 Menghitung fouling factor (R_D)

$$R_D = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$= 0,00711$$

Dari Table 12, untuk industrial organic harus memiliki fouling factor >
 Dapat disimpulkan R_d yang didapatkan dari perhitungan memenuhi kriteria perancang

Menghitung ΔP bagian tube (ΔP_t)

17 Untuk $N_{re} = 459,839999$
 Dari Fig.26 Hal 836 Kern $f = 0,0014 \text{ ft}^2/\text{in}^2$
 Pada $T = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$ $s = 1$

18 Menghitung Pressure Drop

$$1 \Delta P_{t1} = \frac{2 \times f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{(5,22 \cdot 10^{10}) \cdot D \cdot S \cdot \phi_t}$$

$$= \frac{2 \times 0,0014 \times 2,27E+08 \times 12 \times 1}{5,2E+10 \times 0,051667 \times 1 \times 1}$$

$$= 0,00283 \text{ psi (desain memenuhi)}$$

2 $G_t = 15076,8185$ $\frac{v^2}{2g'} = 0,001$ fig 27

$$\Delta P_{t2} = \frac{4n v^2}{s \cdot 2g'} = 0,008 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{t \text{ tot}} = 0,01083$$

Menghitung ΔP di shell (ΔP_s)

17 Untuk Nre = 54019,0163

Dari Fig.26, Kern diperoleh

$$f = 0,001 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$s = 0,85103269$$

$$Ds = \frac{15,3}{12} = 1,27 \text{ ft}$$

18 Jumlah crosses

$$N+1 = 12 L/B = 12 \times \frac{12}{10,68}$$

$$= 53,957845$$

19 Menghitung ΔP_s

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{(5,22 \cdot 10^{10}) D_e \cdot s \cdot \phi_s}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,001 \times 519309^2 \times 1,3 \times 54}{5,2E+10 \times 0,04582 \times 0,85 \times 1} = 9,08595 \text{ psi}$$

$\Delta P_s < 10 \text{ psi}$ (Desain memenuhi)

Resume Spesifikasi Feed Separator Cooler 2 (E-213)

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	= E-213
Fungsi	= Mendinginkan produk benzene sebelum masuk ke Separator
Jenis	= Shell & Tube 1 - 2
Jumlah	= 1
Bahan Konstruksi	= Carbon Steel SA-283 Grade C
Luas Area	= 800,904 ft ²
Temperature	
T ₁	= 212 °F
T ₂	= 100,4 °F
t ₁	= 86 °F
t ₂	= 113 °F
Shell	

ID	=	15,25 inch
Baffle	=	10,68 inch
Passes	=	1
Bahan	=	Carbon steel

Tube

OD	=	1,25 inch
Jumlah	=	170
Passes	=	1
Pitch	=	1,563 inch
Bahan	=	Carbon steel

11 Benzene Column Accumulator (V-313)

Fungsi : Menampung output kondensor Benzene Column

Tujuan :

- Menentukan tipe akumulator
- Menentukan bahan konstruksi akumulator
- Menghitung kapasitas akumulator
- Menghitung panjang dan diameter akumulator
- Menghitung tebal dinding akumulator
- Menghitung tebal head
- Menghitung panjang head

Kondisi operasi : Temperature = 385 K
Tekanan = 2,5 atm

a. Menentukan tipe akumulator

Accumulator dipilih berbentuk silinder horisontal berbentuk torispherical dished head dengan pertimbangan :

- Kondisi operasi pada tekanan dan temperatur cukup tinggi
- Mempertahankan fluida pada fase cair

b. Menentukan bahan konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih adalah SA 212 B dengan pertimbangan

- Mempunyai allowable stress yang tinggi
- Harga relatif murah
- Tahan terhadap korosi

c. Menentukan dimensi utama akumulator

$$\begin{aligned} \rho_{\text{Liquid}} &= 775,00 \text{ kg/m}^3 \\ m_{\text{Liquid}} &= 14252,90 \text{ kg/hr} \\ Q_{\text{Liquid}} &= 18,391 \text{ m}^3/\text{hr} \end{aligned}$$

Menentukan volume akumulator

$$\begin{aligned} \text{Residence time fluida} &= 30 \text{ menit} \\ \text{Vol. Liquid} &= 9,19542 \text{ m}^3 \\ &= 324,733 \text{ ft}^3 \\ \text{Safety factor} &= 10\% \\ \text{Vol. Liq + Safety} &= 357,207 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

d. Menghitung diameter dan panjang akumulator

Untuk perancangan digunakan

$$L/D = 0,06058$$

$$V_{\text{Head}} = 0,08467 \times D^3 \quad (\text{Torispherical Head})$$

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{\pi \times D^2 \times L}{4} + 2 \cdot V_{\text{Head}} \\ &= \frac{\pi \times D^2 \times 4 \cdot D}{4} + 2 \times 0,084672 \times D^3 \\ &= 3,31 \text{ D}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D^3 &= \frac{\text{Vol. Liq}}{3,31} \\ &= \frac{357,20652}{3,31} \end{aligned}$$

$$D = 4,761 \text{ ft}$$

$$= 57,132 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} L &= 19,044 \text{ ft} \\ &= 228,527 \text{ in} \end{aligned}$$

e. Menghitung tebal dinding akumulator,

- Allowable stress = 17500 psi
- Joint Efficiency = 0,85
- Corrosion Factor = 0,125

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P \times r_i}{f \times E - 0,6 \times P} + c \\ &= \frac{36,75 \times 28,5659307}{17500 \times 0,85 - 0,6 \times 36,8} + 0,125 \\ &= 0,196 \text{ in} \\ &= \frac{4}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

f. Menghitung tebal head akumulator,

Bahan konstruksi yang digunakan sama dengan bagian shell,

$$\begin{aligned} OD_s &= ID_s + 2 \cdot t_s \\ &= 57,132 + 0,39136 \\ &= 57,523 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan literatur Brownell and Young digunakan OD standard dengan spesifikasi sebagai berikut,

$$\begin{aligned} OD_s &\approx 60 \text{ in} \\ rc &= 60 \\ icr &= 3,625 \end{aligned}$$

Menghitung intensification stress,

$$\boxed{W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{r_1}} \right)} \quad W = 1,767$$

Menghitung tebal head

$$\begin{aligned}
 t_h &= 0,131 + c \\
 &= 0,131 + 0,125 \\
 &= 0,256 \text{ in}
 \end{aligned}
 \quad
 \boxed{t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0.2 \cdot P}}$$

$$t_h = \frac{5}{16} \text{ in}$$

Menghitung tinggi head,

$$ID = 57,132$$

$$OD = 57,523$$

Berdasarkan Brownell and Young, hal 87 didapatkan :

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{57,132}{2} = 28,5659 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= rc - icr = 60 - 3,625 \\
 &= 56,375 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= \frac{ID}{2} - icr = 28,5659 - 3,625 \\
 &= 24,941 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\boxed{AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}} \quad AC = 50,5578 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 b &= rc - AC = 60 - 50,558 \\
 &= 9,442 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5-6 literatur Brownell and Young didapatkan,

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

Dengan data - data diatas, tinggi head dapat dihitung

$$\begin{aligned}
 H_h &= t_h + b + sf \\
 &= 0,3125 + 9,442 + 1,5 \\
 &= 11,255 \text{ in}
 \end{aligned}$$

g. Menentukann panjang akumulator

$$\begin{aligned}
 L_{Total} &= (2 \times H_h) + L \\
 &= 22,5094 + 228,527 \\
 &= 251,037 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Resume benzene Column Akumulator

Jenis	:	Horizontal - Torispherical Head Vessel
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA 212 B
Kapasitas	:	357,2065 ft ³
Dimensi		
Panjang	:	20,920 ft
Shell		
OD	:	57,523 in
ID	:	57,132 in
Tebal	:	0,25 in
Head		
OD	:	60 in
ID	:	57,132 in
Tebal	:	0,3125 in
Tinggi	:	11,255 in

12 Compressor (C-215A/B)

Fungsi : Untuk menaikkan tekanan hydrogen dari 23 atm ke 25.2 atm
Tipe: Centrifugal Compressor

Memilih jenis Kompresor

Kompresor yang digunakan adalah kompresor sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut

>Kompresor sentrifugal umum digunakan di industri kimia.

>Pada dasarnya Kompresor ini memiliki volume mesin yang besar.

>Kompresor sentrifugal tersedia/dapat digunakan untuk menaikkan tekanan hingga lebih dari 5.000 lb/in².gauge.

>Dapat digunakan untuk kapasitas 1.000 – 150.000 ACFM (Actual ft³/menit).

Penggunaan kompresor sentrifugal menjadi tidak ekonomis, bila volume suction dibawah 2.000 ACFM dan volume discharge dibawah 500 ACFM. Volume maksimum adalah 150.000 ACFM.

>Kompresor ini tidak mengotori gas kompresi oleh minyak pelumas.

>Biaya perawatan kompresor ini rendah.

>Dalam operasinya membutuhkan biaya awal lebih rendah dibanding kompresor reciprocating.

>Kapasitas dari kompresor sentrifugal dapat dikontrol dengan mengatur kecepatan, mengurangi tekanan pada bagian suction, dan dengan mengatur pengendali vane pada bagian inlet.

>Kompresor sentrifugal dapat digunakan untuk gas yang mengandung padatan maupun cairan. Umumnya beberapa kompresor tidak dapat digunakan pada kondisi tersebut.

>Konstruksinya sederhana.

(Sumber : John J. McKetta, volume 10, 1979)

Komposisi gas masuk,

Komponen	(kg/hr)	xi	BM	kmol/jam	xi
Hydrogen	189,4	1	2	94,7	1
T o t a l	189,4	1		94,7	1

Perhitungan kompresor menggunakan cara Ludwig, Bab 12 :

$$\begin{aligned}
 T_s \text{ (in)} &= 38 \text{ } ^\circ\text{C} = 100,4 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 T_d \text{ (out)} &= 41 \text{ } ^\circ\text{C} = 105,8 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 P_{in} &= 23,9 \text{ atm} = 351,33 \text{ psia} \\
 P_{out} &= 25,5 \text{ atm} = 374,85 \text{ psia} \\
 k &= 1,089 \text{ (Tabel 12-4, untuk toluene)} \\
 BM_{Av} &= 2 \text{ lb/lbmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{189,4 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 2,2046 \text{ lb/kg} \times 359 \text{ bmo}}{2 \text{ lb/lbmol}} \\
 &= 1798810,74 \text{ ft}^3/\text{hari (SCFD)} \\
 &= 181320123 \text{ m}^3/\text{s} \quad \eta_p = 0,017 \ln F + 0,7
 \end{aligned}$$

Penentuan Jumlah Stage

$$r = \sqrt[n]{\frac{P_{out}}{P_{in}}} \quad \dots \text{Robinsmith (B.47)} \quad n = \frac{\gamma \eta_p}{\gamma \eta_p - \gamma + 1}$$

Overall stage

$$N = 1 \text{ stage (digunakan 2 stage)}$$

$$\text{Rasio Kompresi (Rc)} = 1,03293$$

$$\text{Range Rc maks} = 3 - 4,5 \text{ (Tabel 12-1, untuk Centrifugal Compressor)}$$

Maka jumlah stage 1 sudah memenuhi

$$W = \frac{n}{n-1} \frac{P_{in} F_{in} N}{\eta_p} \left[1 - r^{\frac{n-1}{n}} \right]$$

Perhitungan Tekanan Tiap Stages

a) First Stage

$$\begin{aligned} P_s &= 351,33 \text{ psi} \\ P_d &= 363,3995 \text{ psi} \\ R_c &= 1,034354 \end{aligned}$$

Pressure drop HE untuk gas sebesar = 1 psi

Discharge Temperature first stage

$$T_{i1} = T_1 R_c^{\frac{k-1}{k}}$$

$$k = 1,089$$

$$T_{i1} = 561,9 \text{ R} = 101,949 \text{ F}$$

$$R_c = 1,034 \quad k = 1,089$$

$$T_2/T_1 = (P_2/P_1)^{\frac{k-1}{k}}$$

...fig 12.22 Ludwig vol 3

maka $T_2/T_1 = 1,00276$

$$T_2 = 561,949 \text{ R} = 101,949098 \text{ F}$$

Discharge Temperature second stage

$$T_{f2} = T_{i1} R_c^{\frac{k-1}{k}}$$

Temperatur reference yang digunakan berdasarkan temper: 38 C

$$k = 1,09$$

$$T_{f2} = 562 \text{ R} = 101,9651 \text{ F}$$

Horse Power

First Stage (Gambar. 12.21-A, untuk $R_c = 4,51$ dan $k = 1.089$)

$$\text{BhP/MMCFD} = 85$$

$$\text{Efisiensi Mekanik} = 0,95$$

$$\begin{aligned} \text{BhP} &= \frac{85 \times (14,7 / 14,7) \times (460 + 100) \times 1798811}{(460 + 60) \times 1000000} \\ &= 164,778 \text{ hP} \end{aligned}$$

Pemilihan Material berdasarkan tabel 12-8A (Ludwig vol 3)

Table 12-8A
 General Material Specifications
 for Noncorrosive Applications

Also See Tables 12-8B-F

Part	Material
Casing (low pressure)	Cast semi-steel or cast steel
(high pressure)	Cast steel or forged steel
Shaft	Carbon steel (AISI-C1045), 18-8 stainless, or alloy steel forging AISI 4340.
Impeller ^a (discs, covers, blades)	Forging: SAE 1040, 1045, ASTM A-294 B-4, 18-8 stainless or AISI 4130, 316 SS.
Rivets	Forged AISI Type 410, or as previously listed.
Diaphragms (uncooled)	Cast iron, ASTM-A48-C1 30
(cooled)	Cast iron, ASTM-A48-C1 30
Inlet guide vanes	Cast iron, ASTM-A48-C1 30
Shaft sleeves	Steel AISI-1010, or alloy steel, 316 SS
Labyrinths (internal)	Aluminum, lead (ASTM-B-23 gr. 8 high lead), bronze
(shaft)	Aluminum, lead (ASTM-B-23 gr. 8 high lead), bronze
Seals, ^b rotating face	Bronze, carbon as required, tungsten carbide
Mechanical seals	316-Carbon
Bearings (journal, precision faced thrust)	Steel-backed, babbitt-faced, ASTM B-23 gr. 3 high tin as recommended by manufacturer.
Thrust balancing disc	Steel, AISI-1023, or ASTM-A-294 gr. B forging.

^aFor tip speed of 1,100 fps Titanium

^bFor high pressure 17-4 Ph SS

Resume Spesifikasi Compressor (C-215A/B)

No. Kode	C-215A/B
Fungsi	Untuk menaikkan tekanan hydrogen dari 23.9 ke 25.5 bar
Jenis	1 Stage Centrifugal Compressor
Bahan	Cast Steel
Temperature	101,965 °C = 568,9 °F
Tekanan first stage	= 351,33 psi
Power	164,777982 hp
Jumlah	1

13 Benzene Column Condensator (E-312)

1. Heat Balance

$$\begin{aligned}
 \text{Aliran bahan dingin } Q &= 919241,657 \text{ kJ/jam} = 871269,6 \text{ btu/jam} \\
 W &= 5542,53991 \text{ kg/jam} = 12219,08 \text{ lb/jam} \\
 \text{Aliran bahan panas, } W &= 14253,159 \text{ kg/jam} = 31422,51 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

2. LMTD

$$\begin{aligned}
 T_1 &= 112 \text{ } ^\circ\text{C} = 233,6 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 T_2 &= 80 \text{ } ^\circ\text{C} = 176 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 t_1 &= 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 t_2 &= 45 \text{ } ^\circ\text{C} = 113 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(\ 233,6 \ - \ 113 \) - (\ 176 \ - \ 86 \)}{\ln \frac{(\ 233,6 \ - \ 113 \)}{(\ 176 \ - \ 86 \)}}$$

$$\text{LMTD} = 104,554756$$

$$R = \frac{57,6}{27} = 2,133 \quad S = \frac{27}{148} = 0,183$$

dari fig 19 kern didapatkan nilai $ft = 0.98$

$$\Delta T = 102,464$$

3. Menentukan koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 100 \text{ Btu} / (\text{jam})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

4. Memilih jenis ukuran pipa

Dari Tabel 10 hal 843 Kern, dipilih pipa dengan kriteria :

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$L = 12 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 0,62 \text{ in}$$

$$a_o = 0,2 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a_i = 0,3 \text{ in}^2$$

5. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T} = \frac{871269,5553}{100 \times 104,55} = 83,3314 \text{ ft}^2$$

6 Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a_o} = \frac{83,3314132}{12 \times 0,2} = 35,375876$$

Dari tabel 9 hal 841-842 Kern dipilih heat exchanger dengan ketentuan :

Shell

$$\text{ID} : 8 \text{ in}$$

$$B : 5,6 \text{ in}$$

$$\text{Pass} : 1$$

Tube

$$\text{No. of Tube} : 36$$

$$\text{OD, BWG} : 0.75 \text{ in, 16}$$

$$\text{Pitch} : 0,9 \text{ in triangular}$$

$$\text{Pass} : 1$$

7. Mengkoreksi harga U_D

Menghitung harga A terkoreksi

$$A \text{ terkoreksi} = N_t \times L \times a_o$$

$$= 84,8016 \text{ ft}^2$$

Menghitung harga U_D koreksi

$$U_{D \text{ koreksi}} = \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t_{\text{mean}}} = 98,2663$$

8. Perhitungan T_{av} dan t_{av}

karena viskositas yang relatif kecil maka $T_c = T_{av}$ dan $t_c = t_{av}$

$$T_c = T_{av} = \frac{233,6 + 176}{2} = 204,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{86 + 113}{2} = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

hot fluid (Shell)

cold fluid (Tube)

9. Flow area

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T} \times 0,5$$

$$C' = P_T - OD = 0,938 - 0,75 = 0,188$$

$$a_s = 0,06222 \text{ ft}^2$$

10 Mass velocity

$$G_s = \frac{W_s}{a_s} = \frac{31422,5}{0,06222} = 505004,7 \text{ lb/hr.ft}^2$$

11 At 204.8 °F, $\mu = 0,2417 \text{ cp} = 0,584914 \text{ lbm/ft.h}$

Dari fig. 28 hal 838 Kern,
 $De = 0,91 \text{ in} = 0,0758 \text{ ft}$

$$Nre = \frac{D_e G_s}{\mu} = 65447$$

12 Dari fig 28 hal 838 Kern

$$j_H = 160$$

13 At 204.8 °F

9 Flow area

$$a_t = \frac{N_t \times a_i}{144 n} = 0,0755 \text{ ft}^2$$

11 Mass velocity

$$G_t = \frac{W_t}{a_t} = \frac{12219,083}{0,0755} = 161842 \text{ ,/hr.f}$$

$$\text{vel, } V = \frac{G_t}{3600p} = \frac{161842,1652}{\text{###} \times 62} = 0,73$$

11 At 99.5°F, $\mu = 0,6836 \text{ cp} = 1,6543 \text{ lbm/ft.l}$

$$Nre = \frac{D_t G_t}{\mu} = 5054,6$$

12 $hi = 330 = 330$ (figure 25)

13 $hio = hi \times \frac{ID}{OD}$

$$\begin{array}{lcl}
 c & = & 0,4817 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \\
 k & = & 0,06613 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \\
 (c \cdot \mu/k)^{1/3} & = & 1,62115
 \end{array}
 \quad \Bigg| \quad
 \begin{array}{lcl}
 & = & 330 \times 0,6 \\
 & & 0,8 \\
 & = & 273
 \end{array}$$

$$\begin{aligned}
 14 h_c &= j_H \cdot (k/De) \cdot (c\mu/k)^{1/3} \\
 &= 226,285 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

15 Clean overall coefficient, U_c

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{i0} h_o}{h_{i0} + h_o} \\
 &= 123,687 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

16 Menghitung fouling factor (R_D)

$$\begin{aligned}
 R_D &= \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} \\
 &= 0,00209
 \end{aligned}$$

Dari Table 12, untuk industrial organic harus memiliki fouling factor $> 0,001$,
 Dapat disimpulkan R_D yang didapatkan dari perhitungan memenuhi kriteria perancang

Menghitung ΔP bagian tube (ΔP_t)

$$\begin{aligned}
 17 \text{ Untuk } N_{re} &= 5054,57568 \\
 \text{Dari Fig.26 Hal 836 Kern } f &= 0,0003 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \\
 \text{Pada } T = 99,5 \text{ }^\circ\text{F} \quad s &= 1
 \end{aligned}$$

18 Menghitung Pressure Drop

$$\begin{aligned}
 1 \quad \Delta P_{t1} &= \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{(5,22 \cdot 10^{10}) \cdot D \cdot S \cdot \phi_t} \\
 &= \frac{0,0003 \times 2,62E+10 \times 12 \times 1}{5,2E+10 \times 0,051667 \times 1 \times 1} \\
 &= 0,03496 \text{ psi (desain memenuhi)}
 \end{aligned}$$

$$2 \quad G_t = 161842,165 \quad \frac{v_2}{2g'} = 0,0038 \quad \text{fig 27}$$

$$\Delta P_{t2} = \frac{4n v^2}{s 2g'} = 0,0152 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{t \text{ tot}} = 0,05016$$

Menghitung ΔP di shell (ΔP_s)

17 Untuk $N_{re} = 65447,0074$

Dari Fig.26, Kern diperoleh

$$f = 0,0017 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$s = 0,77984$$

$$D_s = \frac{8}{12} = 0,67 \text{ ft}$$

18 Jumlah crosses

$$N+1 = 12 L/B = 12 \times \frac{12}{5,6} = 25,714286$$

19 Menghitung ΔP_s

$$\Delta P_s = \frac{f.G_s^2.D_s.(N+1)}{(5,22.10^{10})De.s.\phi_s}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0017 \times 505005^2 \times 0,7 \times 25,7}{5,2E+10 \times 0,0758 \times 0,78 \times 1} = 2,40858 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s < 10 \text{ psi} \quad (\text{Desain memenuhi})$$

Resume Spesifikasi Benzene column condensor (E-312)

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	= E-312
Fungsi	= Mengkondensasikan uap distilat benzene column
Jenis	= Shell & Tube 1 - 2
Jumlah	= 1
Bahan Konstruksi	= Carbon Steel SA-283 Grade C
Luas Area	= 84,8016 ft ²
Temperature	

T_1	=	233,6	°F
T_2	=	176	°F
t_1	=	86	°F
t_2	=	113	°F

Shell

ID	=	8	inch
Baffle	=	5,6	inch
Passes	=	1	
Bahan	=	Carbon steel	

Tube

OD	=	1,25	inch
Jumlah	=	36	
Passes	=	1	
Pitch	=	1,563	inch
Bahan	=	Carbon steel	

14 Separator 1 (V-210)

Tujuan Perancangan :

1. Menentukan tipe Flash Tank
2. Menentukan bahan konstruksi Flash Tank
3. Menghitung kapasitas Flash Tank
4. Menghitung tinggi dan diameter dari Flash Tank
5. Menghitung tebal dinding Flash Tank
6. Menghitung tebal head
7. Menghitung tinggi head

Kondisi :	T =	38 °C	100,4 °F	311 K
	P =	24 atm	24,3 bar	

Menentukan tipe Flash Tank

Flash tank dipilih berbentuk silinder vertikal berbentuk torispherical dished head dengan pertimbangan :

- Proses pemisahan fase gas dan cair lebih baik dengan luas penampang yang lebih besar

Menentukan bahan konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih adalah Austentic Stainless Steel, AISI type 304 dengan komposisi :

- Cr = 18 - 20 % - Si = 0,01
- Ni = 8 - 10.5 % - Mn = 0,02
- C = 0,0008

(Perry, edisi 6, hal : 23-44)

Dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Mempunyai allowable working stress yang besar, sehingga untuk kapasitas yang sama memerlukan ketebalan bahan yang tipis
- Harga relatif murah
- Tahan terhadap panas dan korosi

Langkah Perancangan :

1 . Menentukan volume spesifik uap (Vs)

Komponen	Kmol	y _i	Pc _i (Pa)	Pc _i (bar)	Tc _i (K)	ω	BM
CH4	177,844	0,65253	4599000	45,99	190,6	-0,11	16
Hydrogen	9,47E+01	0,34747	13,13	0,00013	33,19	-0,216	2
T o t a l	272,5435	1					

Komponen	y _i ·Tc _i	y _i ·Pc _i	y _i ·ω	y _i ·BM
CH4	124,34695	30,0100555	-0,071779	10,466651
Hydrogen	11,532384	4,56222E-05	-0,075053	0,6949313
T o t a l	135,87933	30,01010112	-0,146831	

Dari Smith Van Ness Ed.6 hal 84

$$Tr = \frac{T}{\sum y_i \cdot T_{c_i}} = \frac{311}{135,879} = 2,2887955$$

$$Pr = \frac{P}{\sum y_i \cdot P_{c_i}} = \frac{24,312}{30,0101} = 0,8101272$$

Dari harga Tr dan Pr menurut gambar 3.11 Smith Van Ness maka digunakan generalized virial koefisien.

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{Tr^{1,6}} = 0,083 - \frac{0,422}{3,7616} = -0,0292$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{Tr^{4,2}} = 0,139 - \frac{0,172}{32,385} = 0,13369$$

$$\frac{BP_c}{RT_c} = B^{\circ} + \omega.B^1 = -0,029 + (-0,01963) = -0,049$$

$$Z = 1 + \frac{BP_c}{RT_c} \times \frac{Pr}{Tr}$$

$$Z = 1 + -0,0488164 \times 0,353953529 = 0,9827$$

$$V_s = \frac{ZRT}{P} = \frac{0,98272 \times 0,08 \times 311}{24,312} = 1,0451535 \frac{m^3}{kmol}$$

2 . Menentukan densitas uap dan cairan

Densitas Vapour (ρ_v)

Komponen	y_i	BM	$y_i \cdot BM$
CH4	0,652534	16,04	10,4666512
Hydrogen	0,347466	2	0,69493127
T o t a l	1		11,1615825

$$BM \text{ campuran} = 11,162 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_v = \frac{BM \text{ campuran}}{V_s} = \frac{11,1615825}{1,045153487} = 10,67937 \text{ kg/m}^3$$

Densitas Liquid (ρ_L)

$$T = 38 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 311 \text{ K}$$

Komponen	x_i	$\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	$\rho \cdot x_i$
Toluene	0,0344	862	29,67
Benzene	0,5427	872	473,2
Xylene	0,30864	880	271,6
Total	1		774,5

$$\rho_L = 774,508 \text{ kg/m}^3$$

3 . Menentukan volume vapor dan liquid

$$\text{Massa vapor} = 3042,021 \text{ kg/jam} = 0,84501 \text{ kg/s}$$

$$\text{Massa liquid} = 23587,98 \text{ kg/jam} = 6,55222 \text{ kg/s}$$

$$\text{Volume Vapor} = \frac{\text{massa vapor}}{\rho_v} = \frac{0,84501}{10,6794} = 0,079125 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Volume Liquid} = \frac{\text{massa liquid}}{\rho_L} = \frac{6,55222}{774,508} = 0,00846 \text{ m}^3/\text{s}$$

Menentukan volume Drum Separator

Direncanakan cairan memiliki waktu tinggal (hold-up) 1 menit.

$$\text{Volume Liquid} = 0,00846 \times 60 = 5,1 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Vapor} = 0,07913 \times 60 = 47,48 \text{ m}^3$$

$$\text{Jadi Volume Total} = 52,55093 \text{ m}^3$$

Faktor keamanan 10 %, maka volume drum separator menjadi :

$$V' = 1,1 \times 52,5509 = 57,806 \text{ m}^3 = 2041,3 \text{ ft}^3$$

4 . Menghitung kecepatan maksimum gas (Uv)

$$U_V = 0,035 \times (\rho_L/\rho_V)^{0.5}$$

di mana :

U_V = kecepatan uap maksimum design (m/s)

ρ_V = densitas uap (kg/m³)

ρ_L = densitas cairan (kg/m³)

$$U_V = 0,035 \times 8,51609 = 0,29806 \text{ m/s}$$

5 . Menghitung dimensi tangki

a. Menentukan diameter dalam tangki (ID)

Volume head (Vh)

$$V_h = 4,9E-05 \text{ Di}^3$$

Di = inside diameter (in)

$$\text{Volume head torispherical} = 0,08467 \text{ Di}^3$$

Di = inside diameter (ft³)

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{\pi \cdot D^2 \cdot L}{4} + 2 \cdot V_{\text{head}} \\ &= \frac{3,14 \times D^2 \times 4D}{4} + 2 \times 0,084672 \text{ Di}^3 \\ &= 3,30934 \text{ Di}^3 \end{aligned}$$

$$Di^3 = \frac{2041,30415}{3,309344}$$

$$Di = 8,51246361 \text{ ft} = 2,5946 \text{ m} = 102,15 \text{ in}$$

Untuk perancangan digunakan L/D = 4 (*Treyball L/D accumulator/drum separator*)

$$\begin{aligned} L &= 4 \times 8,512464 \text{ ft} \\ &= 34,0499 \text{ ft} \\ &= 10,3785 \text{ m} = 408,6024 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Menentukan Volume Drum Separator

Volume silinder (V_s)

$$V_s = \frac{\pi \cdot Di^2 \cdot L}{4} = \frac{3,14 \times 2,59463^2 \times 10,378522}{4} = 54,85 \text{ m}^3 = 1937 \text{ ft}^3$$

Volume drum separator (V_t)

$$\begin{aligned} V_t = V_s + 2 \cdot V_h &= 1936,83 + \quad \times \quad 0,08467 \times Di^3 \\ &= 1936,83 + \quad \times \quad 0,08467 \times 616,83 \\ &= 2041,28 \text{ ft}^3 = 57,805437 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

c. Menghitung luas penampang tangki (A)

$$A = \frac{\pi \cdot Di^2}{4} = \frac{3,14 \times 6,7321}{4} = 5,2847 \text{ m}^2$$

6 . Menentukan tinggi liquid (H_L)

$$\begin{aligned} \text{Volume untuk 10 menit hold up} &= 0,00846 \times \# \times \# \\ &= 5,07591 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Kedalaman liquid} = \frac{5,07591}{5,2847} = 0,96049 \text{ m}$$

7 . Menentukan tebal dinding tangki (t_s)

Tebal dinding tangki dihitung dengan bantuan persamaan 13.1 Brownell & Young halaman 254 yaitu :

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 P} + c \quad (\text{pers.13.1 Brownell \& Young})$$

Dimana :

t_s = tebal shell (in)

f = tekanan maksimum yang diijinkan

P = tekanan internal (psi)

E = efisiensi pengelasan

ri = jari – jari dalam (in)

c = faktor korosi

Tangki didesain sebagai berikut :

- Suhu = 311 K
 - Tekanan = 300 kPa = 43,5113 psia
 - Bahan Konstruksi = Austenitic stainless steel, AISI tipe 304 dengan komposisi : Cr = 18 - 20 %; Si = 1 %; Ni = 8 - 10.5 %; C = 0.08 %; Mn = 2 % (*Perry, ed 6, hal 23-44*)
 - Bentuk head = Torispherical dished head
 - Jari - jari dalam (ri) = ID/2 = 102,15 / 2 = 51,075 in
- $$t_s = \frac{43,5113 \times 51,0753}{16000 \times 0,85 - 0,6 \times 43,5113} + 0,1 = 0,2887 \text{ in}$$

Maka digunakan tebal shell 5/16 in.

8 . Menentukan tebal head tangki

Bahan yang digunakan sebagai head sama dengan yang digunakan untuk shell, karena tekanan kurang dari 200 psi, maka dipilih head jenis torispherical dished head

$$\begin{aligned} (OD)_s &= (ID)_s + 2.t_s \\ &= 102,151 + 2 \times 0,31 \\ &= 102,776 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan OD standar 102 in, dengan tebal shell 5/16 in dari tabel 5.7. Brownell & Young hal 91, diperoleh harga :

$$\begin{aligned} r_c &= 102 \\ i_c &= 6 \frac{1}{8} \end{aligned}$$

Berdasarkan persamaan 7.76 & 7.77, Brownell & Young hal 138 :

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \left(\frac{r_c}{i_c r} \right)^{0,5} \right)$$

dalam hal ini : W = faktor intensifikasi stress

$$W = 1,77$$

$$t_h = \frac{P.r_c.W}{2.f.E-0.2.P} + c$$

$$t_h = \frac{43,5113 \times 102 \times 1,77}{2 \times 16000 \times 0,85 - 0,2 \times 43,511} + 0,1 = 0,41 \text{ in}$$

Digunakan tebal head standar 7/16 in.

9 . Menghitung tinggi head

$$ID = 102,151 \text{ in}$$

$$OD = 102,776 \text{ in}$$

Berdasar Brownell & Young hal 87 diperoleh harga :

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{102,151}{2} = 51,0753 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr = 102 - 6,13 = 96 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 51,0753 - 6,125 = 44,95 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0.5} = 84,6846 \text{ in}$$

$$b = rc - AC = 102 - 84,685 = 17,3154 \text{ in}$$

Dari tabel 5-6 Brownell & Young hal 88, untuk tebal head 1 in diperoleh harga $sf = 1 \frac{1}{2} - 3 \frac{1}{2}$. Dipilih $sf = 2$.

Maka :

$$\begin{aligned} Hh &= th + b + sf \\ &= 0,41 + 17,3154 + 2 \\ &= 19,7293 \text{ in} \end{aligned}$$

10 . Menentukan tinggi tangki separator total

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki separator total} &= (2 \times Hh) + L \\ &= (2 \times 19,729305) + 409 = 448,1 \text{ in} \\ &= 37,338 \text{ ft} \end{aligned}$$

Resume Separator 1 (V-210)

Kode	:	V-210
Tipe	:	Silinder vertikal berbentuk torispherical
Kapasitas Tangki	:	57,80602 m ³
Diameter Tangki	:	2,610505 m
Tinggi Tangki	:	10,44202 m
Bahan konstruksi	:	Austenitic Stainless Steel, AISI tipe 304
Kondisi	:	Campuran Vapor (top) - Liquid (bottom)
Tekanan	:	24 atm
Suhu	:	38 °C

15 Separator 2 (V-220)

Tujuan Perancangan :

1. Menentukan tipe Flash Tank
2. Menentukan bahan konstruksi Flash Tank
3. Menghitung kapasitas Flash Tank
4. Menghitung tinggi dan diameter dari Flash Tank
5. Menghitung tebal dinding Flash Tank
6. Menghitung tebal head
7. Menghitung tinggi head

Kondisi : T = 38 °C 100,4 °F 311 K
 P = 3 atm 3,04 bar

Menentukan tipe Flash Tank

Flash tank dipilih berbentuk silinder vertikal berbentuk torispherical dished head dengan pertimbangan :

- Proses pemisahan fase gas dan cair lebih baik dengan luas penampang yang lebih besar

Menentukan bahan konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih adalah Austentic Stainless Steel, AISI type 304 dengan komposisi :

- Cr = 18 - 20 % - Si = 0,01
- Ni = 8 - 10.5 % - Mn = 0,02
- C = 0,0008

(Perry, edisi 6, hal : 23-44)

Dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Mempunyai allowable working stress yang besar, sehingga untuk kapasitas yang sama memerlukan ketebalan bahan yang tipis
- Harga relatif murah
- Tahan terhadap panas dan korosi

Langkah Perancangan :

1 . Menentukan volume spesifik uap (Vs)

Komponen	Kmol	y_i	P_{c_i} (Pa)	P_{c_i} (bar)	T_{c_i} (K)	ω	BM
CH ₄	5,19565	1	4599000	45,99	190,6	-0,11	16
H ₂	2,50E-14	4,8E-15	13,13	0,00013	33,19	-0,216	2
T o t a l	5,19565	1					

Komponen	$y_i \cdot T_{c_i}$	$y_i \cdot P_{c_i}$	$y_i \cdot \omega$	$y_i \cdot BM$
CH ₄	190,56	45,99	-0,11	16
H ₂	1,597E-13	6,31779E-19	-1,04E-15	9,623E-15

T o t a l	190,56	45,99	-0,11
------------------	---------------	--------------	--------------

Dari Smith Van Ness Ed.6 hal 84

$$Tr = \frac{T}{\sum y_i \cdot T_{c_i}} = \frac{311}{190,56} = 1,6320319$$

$$Pr = \frac{P}{\sum y_i \cdot P_{c_i}} = \frac{3,039}{45,99} = 0,0660796$$

Dari harga Tr dan Pr menurut gambar 3.11 Smith Van Ness maka digunakan generalized virial koefisien.

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{Tr^{1,6}} = 0,083 - \frac{0,422}{2,1896} = -0,1097$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{Tr^{4,2}} = 0,139 - \frac{0,172}{7,8246} = 0,11702$$

$$\frac{BP_c}{RT_c} = B^0 + \omega \cdot B^1 = -0,11 + (-0,012872) = -0,123$$

$$Z = 1 + \frac{BP_c}{RT_c} \times \frac{Pr}{Tr}$$

$$Z = 1 + -0,1226008 \times 0,040489149 = 0,995$$

$$V_s = \frac{ZRT}{P} = \frac{0,99504 \times 0,08 \times 311}{3,039} = 8,4660046 \frac{m^3}{kmol}$$

2 . Menentukan densitas uap dan cairan

Densitas Vapour (ρ_v)

Komponen	y_i	BM	$y_i \cdot BM$
CH4	1	16	16
H2	4,81E-15	2	9,6234E-15
T o t a l	1		16

$$BM \text{ campuran} = 16 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_v = \frac{BM_{\text{campuran}}}{V_s} = \frac{16}{8,466004643} = 1,889912 \text{ kg/m}^3$$

Densitas Liquid (ρ_L)

$$T = 38 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 311 \text{ K}$$

Komponen	x_i	$\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	$\rho \cdot x_i$
Toluene	0,0387	862	33,32
Benzene	0,61057	872	532,4
Xylene	0,34726	880	305,6
Total	0,99647		871,3

data densitas didapatkan dari software Hysys

$$\rho_L = 871,318 \text{ kg/m}^3$$

3 . Menentukan volume vapor dan liquid

$$\text{Massa vapor} = 83,3382 \text{ kg/jam} = 0,02315 \text{ kg/s}$$

$$\text{Massa liquid} = 23562,8 \text{ kg/jam} = 6,54522 \text{ kg/s}$$

$$\text{Volume Vapor} = \frac{\text{massa vapor}}{\rho_V} = \frac{0,02315}{1,88991} = 0,012249 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Volume Liquid} = \frac{\text{massa liquid}}{\rho_L} = \frac{6,54522}{871,318} = 0,007512 \text{ m}^3/\text{s}$$

Menentukan volume Drum Separator

Direncanakan cairan memiliki waktu tinggal (hold-up) 1 menit.

$$\text{Volume Liquid} = 0,00751 \times 60 = 4,5 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Vapor} = 0,01225 \times 60 = 7,349 \text{ m}^3$$

$$\text{Jadi Volume Total} = 11,85651 \text{ m}^3$$

Faktor keamanan 10 %, maka volume drum separator menjadi :

$$V' = 1,1 \times 11,8565 = 13,0422 \text{ m}^3 = 460,56 \text{ ft}^3$$

4 . Menghitung kecepatan maksimum gas (U_v)

$$U_v = 0,035 \times (\rho_L/\rho_V)^{0,5}$$

di mana :

U_v = kecepatan uap maksimum design (m/s)

ρ_V = densitas uap (kg/m^3)

ρ_L = densitas cairan (kg/m^3)

$$U_v = 0,035 \times 21,4718 = 0,75151 \text{ m/s}$$

5 . Menghitung dimensi tangki

a. Menentukan diameter dalam tangki (ID)

Volume head (Vh)

$$V_h = 4,9E-05 \text{ Di}^3$$

Di = inside diameter (in)

$$\text{Volume head torispherical} = 0,08467 \text{ Di}^3$$

Di = inside diameter (ft³)

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{\pi \cdot D^2 \cdot L}{4} + 2 \cdot V_{\text{head}} \\ &= \frac{3,14 \times D^2 \times 4D}{4} + 2 \times 0,084672 \text{ Di}^3 \\ &= 3,30934 \text{ Di}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Di}^3 = \frac{460,55792}{3,30934}$$

$$\text{Di} = 5,18219933 \text{ ft} = 1,5796 \text{ m} = 62,187 \text{ in}$$

Untuk perancangan digunakan L/D = 4

*(Treyball L/D
 accumulator/drum
 separator : 4-5)*

$$\begin{aligned} L &= 4 \times 5,182199 \text{ ft} \\ &= 20,7288 \text{ ft} \\ &= 6,31821 \text{ m} = 248,7481 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Menentukan Volume Drum Separator

Volume silinder (Vs)

$$V_s = \frac{\pi \cdot \text{Di}^2 \cdot L}{4} = \frac{3,14 \times 1,57955^2 \times 6,3182143}{4} = 12,37 \text{ m}^3 = 437 \text{ ft}^3$$

Volume drum separator (Vt)

$$\begin{aligned} V_t = V_s + 2 \cdot V_h &= 436,986 + \quad \times \quad 0,08467 \times \text{Di}^3 \\ &= 436,986 + \quad \times \quad 0,08467 \times 139,169 \\ &= 460,553 \text{ ft}^3 = 13,042031 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

c. Menghitung luas penampang tangki (A)

$$A = \frac{\pi \cdot Di^2}{4} = \frac{3,14 \times 2,495^2}{4} = 1,95857 \text{ m}^2$$

6 . Menentukan tinggi liquid (H_L)

$$\begin{aligned} \text{Volume untuk 10 menit hold up} &= 0,00751 \times \# \times \# \\ &= 4,50712 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Kedalaman liquid} = \frac{4,50712}{1,95857} = 2,30123 \text{ m}$$

7 . Menentukan tebal dinding tangki (t_s)

Tebal dinding tangki dihitung dengan bantuan persamaan 13.1 Brownell & Young halaman 254 yaitu :

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 P} + c \quad (\text{pers.13.1 Brownell \& Young})$$

Dimana :

t_s = tebal shell (in)

f = tekanan maksimum yang diijinkan

P = tekanan internal (psi)

E = efisiensi pengelasan

r_i = jari – jari dalam (in)

c = faktor korosi

Tangki didesain sebagai berikut :

- Suhu = 311 K
- Tekanan = 300 kPa = 43,5113 psia
- Bahan Konstruksi = Austenitic stainless steel, AISI tipe 304 dengan komposisi : Cr = 18 - 20 %; Si = 1 %; Ni = 8 - 10.5 %; C = 0.08 %; Mn = 2 % (*Perry, ed 6, hal 23-44*)
- Bentuk head = Torispherical dished head
- Jari - jari dalam (r_i) = $ID/2 = 62,187 / 2 = 31,094 \text{ in}$

$$t_s = \frac{43,5113 \times 31,09351}{16000 \times 0,85 - 0,6 \times 43,5113} + 0,1 = 0,2247 \text{ in}$$

Maka digunakan tebal shell 1/4 in.

8 . Menentukan tebal head tangki

Bahan yang digunakan sebagai head sama dengan yang digunakan untuk shell, karena tekanan kurang dari 200 psi, maka dipilih head jenis torispherical dished head

$$\begin{aligned} (OD)_s &= (ID)_s + 2 \cdot t_s \\ &= 62,187 + 2 \times 0,25 \\ &= 62,687 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan OD standar 66 in, dengan tebal shell 5/16 in dari tabel 5.7. Brownell &

Young hal 91, diperoleh harga :

$$rc = 66$$

$$icr = 3 \frac{5}{8}$$

Berdasarkan persamaan 7.76 & 7.77, Brownell & Young hal 138 :

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \left(\frac{rc}{icr} \right)^{0,5} \right)$$

dalam hal ini : W = faktor intensifikasi stress

$$W = 1,817$$

$$th = \frac{P.rc.W}{2.f.E-0.2.P} + c$$

$$th = \frac{43,5113 \times 66 \times 1,817}{2 \times 16000 \times 0,85 - 0,2 \times 43,511} + 0,1 = 0,32 \text{ in}$$

Digunakan tebal head standar 5/16 in.

9 . Menghitung tinggi head

$$ID = 62,187 \text{ in}$$

$$OD = 62,687 \text{ in}$$

Berdasar Brownell & Young hal 87 diperoleh harga :

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{62,187}{2} = 31,0935 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr = 66 - 3,63 = 62 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 31,09351 - 3,625 = 27,469 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0,5} = 56,0011 \text{ in}$$

$$b = rc - AC = 66 - 56,001 = 9,99892 \text{ in}$$

Dari tabel 5-6 Brownell & Young hal 88, untuk tebal head 1 in diperoleh harga sf = 1 ½ - 3. Dipilih sf = 2.

Maka :

$$Hh = th + b + sf$$

$$= 0,32 + 9,99892 + 2$$

$$= 12,3158 \text{ in}$$

10 . Menentukan tinggi tangki separator total

$$\text{Tinggi tangki separator total} = (2 \times Hh) + L$$

$$= (2 \times 12,315786) + 249 = 273,4 \text{ in}$$

$$= 22,781 \text{ ft}$$

Resume Separator 2 (V-220)

Kode	:	V-220
Tipe	:	Silinder vertikal berbentuk torispherical
Kapasitas Tangki	:	13,04216 m ³
Diameter Tangki	:	1,592254 m
Tinggi Tangki	:	6,369014 m
Bahan konstruksi	:	Austenitic Stainless Steel, AISI tipe 304
Kondisi	:	Campuran Vapor (top) - Liquid (bottom)
Tekanan	:	3 atm
Suhu	:	38 °C

16. Reactor (R-110)

Kode : R-110

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi Hydrodealkylasi toluene dengan bahan baku utama toluene, membentuk benzene

Tujuan :

1. Menentukan kondisi umpan
2. Menghitung tinggi reaktor
3. Menghitung volume reaktor

1. Menentukan Kondisi Feed

A. Menghitung BM Feed

Untuk menghitung BM feed digunakan persamaan :

$$BM = \sum (Y_i \times B_{mi})$$

$$\text{Laju Feed} = \underline{26630} \text{ kg/jam}$$

Komponen	Bmi	kmol/jam	Yi	Yi x Bmi
Toluene	92	237,094	0,4349997	40,0199764
Benzene	78	0,027	4,954E-05	0,00386391
Xylene	106	35,401	0,0649507	6,88477627
Hidrogen	2	272,522	0,5	1

TOTAL		545,044	1	47,9086166
-------	--	---------	---	------------

B. Menghitung harga Z Feed

Persamaan yang digunakan untuk menghitung Pc, Tc, dan ω campuran diperoleh

diperoleh dari Smit $Z=1+\left[\frac{B.P_c}{R.T_c}\right]\left[\frac{P_r}{T_r}\right]$ tion persamaan 3.58 hal 102

$$P_c = \sum (Y_i \times P_{ci})$$

$$T_c = \sum (Y_i \times T_{ci})$$

$$\omega = \sum (Y_i \times \omega_i)$$

Komponen	Yi	Pc(atm)	Tc(K)	ω	Yi x Pc	Yi x Tc	Yi x ω
Toluene	0,435	40,5231	591,8	0,262	17,627525	257,43285	0,114
Benzene	5E-05	48,3395	562,2	0,21	0,0023946	0,0278499	1E-05
Xylene	0,06495	35,618	617,15	0,3035	2,3134147	40,084337	0,02
Hidrogen	0,5	13,13	33,19	-0,216	6,565	16,595	-0,11
TOTAL	1				26,508334	314,14003	0,006

Feed masuk reaktor pada kondisi :

$$T = 600 \text{ } ^\circ\text{C} = 873 \text{ K}$$

$$P = 25,5 \text{ bar}$$

$$T_C = 314,14 \text{ K} \quad P_C = 26,508334 \text{ Atm} \quad \omega = 0,01$$

$$T_R = \frac{T}{T_C} = \frac{873}{314,14} = 2,77902$$

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{(T_R)^{1,6}} = 0,0007593$$

$$P_R = \frac{P}{P_C} = \frac{25,5}{26,508334} = 0,96196$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{(T_R)^{4,2}} = 0,1366494$$

$$\frac{B}{R} \times \frac{P_C}{T_C} = B^0 + \omega \times B^1$$

$$= 0 + 0,01 \times 0,137$$

$$= 0,00158$$

$$Z = 1 + \frac{B}{R} \times \frac{P_C}{T_C} \times \frac{P_R}{T_R}$$

$$= 1 + 0,00158 \times \frac{0,961962}{2,779015}$$

$$= 1,0005457$$

C. Menghitung Density Feed (ρ)

$$\rho = P.BM / \dot{V} = 0,01705 \text{ gram/cm}^3 = 17,0461 \text{ kg/m}^3$$

D. Laju Volumetrik Feed (V)

$$V = (Z.n.R.T)/P$$

$$\text{Laju feed} = 545044 \text{ mol/jam} = 151,401111 \text{ mol/det}$$

$$V = (0.9923 \times 14701.5737 \text{ mol/det} \times 32.057 \text{ cm}^3(\text{atm})\text{mol}^{-1}\text{K} \times 723 \text{ K}) / 20 \text{ bar}$$

$$= 166250,49 \text{ cm}^3/\text{det}$$

$$= 0,16625049 \text{ m}^3/\text{det}$$

3 Menghitung Diameter dan Tinggi Reaktor

Asumsi liquid menempati 80% dari volume reaktor, maka

$$V_{\text{reakt}} = 1562,23771 \text{ m}^3$$

$$\text{Diambil } L = 2 D$$

Jadi :

$$V_{\text{reaktor}} = 1/4\pi D L$$

$$1562,2 = 0,25 \times \pi \times 2 D^3$$

$$D = 9,983 \text{ m} = 393 \text{ in}$$

$$L = 19,97 \text{ m} = 786,1 \text{ in}$$

Sehingga :

$$\text{Diamete} = 10 \text{ m} = 393 \text{ in} = 114 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi re} = 20 \text{ m} = 786,1 \text{ in} = 65,51 \text{ ft}$$

* **Perhitungan tebal bejana (*Brownell*)**

$$p = 110\% = 28,05 \text{ bar} = 407 \text{ psia}$$

$$D = 114 \text{ in}$$

$$f = 20000 \text{ psia} \text{ (*Brownell*, Hal 252 untuk SA-182 Grade F tipe 310)}$$

$$E = 0,8 \text{ (Tabel 13.2, Hal 254 untuk Double-welded butt joint)}$$

$$C = 0,25 \text{ in}$$

$$t_s = \frac{pD}{2(fE - 0.6P)} + C$$

$$= \frac{406,7 \times 114}{2(20000 \times 0,8 - 0,6 \times 416,4)} + 0,25$$

$$t_s = 1,721 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih } t_s = 2 \text{ in}$$

Perhitungan tebal tutup

Dipilih tutup Elliptical Dished head karena P operasi > 200 psi (Brownel hal 88)

f = 20000 psi (Brownell, Appendiks D, Item 4, Hal 344 untuk SA-182 Grade F₁)

E = 0,8 (Tabel 13.2 hal 254 untuk double welded butt joint)

c = 0,25 in

k = a/b = 2

Dipilih bentuk elliptical head menggunakan persamaan (7-56) dan (7-57)

Brownell, Hal 133

$$(7-56) : V = \frac{(2 + 2^2)}{6} = 1$$

(7-57) :

$$\begin{aligned} th &= \frac{pdV}{2fE - 0.2p} + c \\ &= \frac{407 \times 114 \times 1}{2 \times 20000 \times 1 - 0,2 \times 406,73} + 0,3 \\ &= 1,706 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih th = 2 in

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	R-110
Fungsi	Tempat Reaksi Hydrodealkilasi Toluene
Tipe	Horizontal drum
Kapasitas	32.5 m ³
Bahan konstruksi	Low -alloy steel SA - 302 Grade B
Tipe sambungan	Double welded but joint
Jenis tutup	Elliptical head
Tinggi shell	20 m
Diameter shell	10 m
Tebal shell	2 in
Tebal tutup	2 in
Jumlah	1 buah

17 Benzene Product Cooler (E-315)

1. Heat Balance

Aliran bahan dingin Q = 1828070,92 kJ/jam = 1732670 btu/jam

W = 1619,3956 kg/jam = 3570,12 lb/jam

Aliran bahan panas, W = 8889,79 kg/jam = 19598,43 lb/jam

2. LMTD

T₁ = 80 °C = 176 °F

$$\begin{aligned}
 T_2 &= 38 \quad ^\circ\text{C} = 100,4 \quad ^\circ\text{F} \\
 t_1 &= 30 \quad ^\circ\text{C} = 86 \quad ^\circ\text{F} \\
 t_2 &= 45 \quad ^\circ\text{C} = 113 \quad ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(176 - 113) - (100,4 - 86)}{\ln \frac{(176 - 113)}{(100,4 - 86)}}$$

$$\text{LMTD} = 32,9289148$$

$$R = \frac{75,6}{27} = 2,8 \quad S = \frac{27}{90} = 0,3$$

dari fig 19 kern didapatkan nilai $f_t = 0.85$

$$\Delta T = 27,9896$$

digunakan HE tipe 1-2

3. Menentukan koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 75 \text{ Btu} / (\text{jam})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

4. Memilih jenis ukuran pipa

Dari Tabel 10 hal 843 Kern, dipilih pipa dengan kriteria :

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$L = 12 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 0,62 \text{ in}$$

$$a_o = 0,2 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a_i = 0,3 \text{ in}^2$$

5. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T} = \frac{1732670,103}{75 \times 32,929} = 701,58 \text{ ft}^2$$

6 Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a_o} = \frac{701,5800005}{12 \times 2 \times 0,196} = 148,92$$

Dari tabel 9 hal 841-842 Kern dipilih heat exchanger dengan ketentuan :

Shell

$$\text{ID} : 15 \text{ in}$$

$$\text{B} : 10,7 \text{ in}$$

$$\text{Pass} : 2$$

Tube

$$\text{No. of Tube} : 151$$

$$\text{OD, BWG} : 3/4 \text{ in, 16}$$

$$\text{Pitch} : 1 \text{ in triangular}$$

$$\text{Pass} : 1$$

7. Mengkoreksi harga U_D

Menghitung harga A terkoreksi
 $A_{\text{terkoreksi}} = N_t \times L \times a_o \times 2$
 $= 711,391 \text{ ft}^2$

Menghitung harga U_D koreksi

$$U_{D \text{ koreksi}} = \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t_{\text{mean}}}$$

$$= 73,9656$$

8. Perhitungan T_{av} dan t_{av}

karena viskositas yang relatif kecil maka $T_c = T_{av}$ dan $t_c = t_{av}$

$$T_c = T_{av} = \frac{176 + 100,4}{2} = 138,2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{86 + 113}{2} = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

hot fluid (Shell)

cold fluid (Tube)

9. Flow area

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T} \times 0,5$$

$$C' = P_T - OD$$

$$= 1 - 0,75$$

$$= 0,25$$

$$a_s = 0,14131 \text{ ft}^2$$

10 Mass velocity

$$G_s = W_s / a_s$$

$$= \frac{19598,4}{0,14131} = 138687,1 \text{ lb/hr.ft}^2$$

11 At $138,2 \text{ } ^\circ\text{F}$, $\mu = 0,1653 \text{ cp}$
 $= 0,400026 \text{ lbm/ft.h}$

9. Flow area

$$a_t = \frac{N_t \times a_i}{144 \times n}$$

$$a_t = 0,3167 \text{ ft}^2$$

10. Mass velocity

$$G_t = W_t / a_t$$

$$= \frac{3570,12}{0,316681} = 11274 \text{ } ^\circ\text{hr}$$

$$\text{vel, } V = G_t / 3600p$$

$$= \frac{11273,56725}{### \times 62} = 0$$

11. At $99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$, $\mu = 0,7 \text{ cp}$
 $= 1,694 \text{ lbm}$

Dari fig. 28 hal 838 Kern,
 $De = 0,73 \text{ in} = 0,06081 \text{ ft}$
 $Nre = \frac{De G_s}{\mu} = 21082,2$

$$Nre = \frac{D_t G_t}{\mu} = 343,842$$

$$hi = 330$$

$$= 330 \quad (\text{figure 25})$$

12 Dari fig 28 hal 838 Kern

$$j_H = 90$$

$$hio = hi \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 330 \times \frac{0,62}{0,75}$$

$$= 273$$

13 At 484.7 °F

$$c = 0,4269 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,088 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$(c \cdot \mu / k)^{1/3} = 1,24732$$

14 $hc = j_H \cdot (k/De) \cdot (c\mu/k)^{1/3}$
 $= 162,456 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

15 Clean overall coefficient, U_c

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= 101,82 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

16 Menghitung fouling factor (R_D)

$$R_D = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$= 0,0037$$

Dari Table 12, untuk industrial organic harus memiliki fouling factor > 0,001
 Dapat disimpulkan R_d yang didapatkan dari perhitungan memenuhi kriteria perancang

Menghitung ΔP bagian tube (ΔP_t)

17 Untuk $Nre = 343,841583$
 Dari Fig.26 Hal 836 Kern $f = 0,0015 \text{ ft}^2/\text{in}^2$
 Pada $T = 99,5 \text{ }^\circ\text{F}$ $s = 1$

18 Menghitung Pressure Drop

$$^1 \Delta P_{t1} = 2 \times \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{(5,22 \cdot 10^{10}) \cdot D \cdot S \cdot \phi_t}$$

$$= \frac{1}{2} \times \frac{0,0015 \times 11273,57 \times 12 \times 1}{5,2E+10 \times 0,051667 \times 1 \times 1}$$

$$= 1,5E-07 \text{ psi (desain memenuhi)}$$

2 Gt = 11273,5672 $\frac{v^2}{2g'} = 0,0014$ fig 27

$$\Delta P_{t2} = \frac{4n v^2}{s \cdot 2g'} = 0,0112 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{t \text{ tot}} = 0,0112$$

Menghitung ΔP di shell (ΔP_s)

17 Untuk Nre = 21082,1888

Dari Fig.26, Kern diperoleh

$$f = 0,000089 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$s = 0,85103269$$

$$D_s = \frac{15,3}{12} = 1,27 \text{ ft}$$

18 Jumlah crosses

$$N+1 = 12 L/B = 12 \times \frac{12}{10,68}$$

$$= 53,957845$$

19 Menghitung ΔP_s

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{(5,22 \cdot 10^{10}) D_e \cdot s \cdot \phi_s}$$

$$\Delta P_s = \frac{8,9E-05 \times 138687^2 \times 1,3 \times 54}{5,2E+10 \times 0,06081 \times 0,85 \times 1} = 0,04345 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s < 10 \text{ psi (Desain memenuhi)}$$

Resume Spesifikasi Benzene Product Cooler (E-315)

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	= E-415

Fungsi	=	Mendinginkan produk benzene sebelum masuk ke storage tai
Jenis	=	Shell & Tube 2 - 4
Jumlah	=	1
Bahan Konstruksi	=	Carbon Steel SA-283 Grade C
Luas Area	=	711,3912 ft ²
Temperature		
T ₁	=	176 °F
T ₂	=	100,4 °F
t ₁	=	86 °F
t ₂	=	113 °F
Shell		
ID	=	15,25 inch
Baffle	=	10,68 inch
Passes	=	2
Bahan	=	Carbon steel
Tube		
OD	=	1,25 inch
Jumlah	=	151
Passes	=	1
Pitch	=	1,563 inch
Bahan	=	Carbon steel

18 Benzene Column (T-310)

Fungsi : Memisahkan produk benzene dari campuran produk reaktor

- Tujuan :
- Menentukan jenis kolom
 - Menentukan bahan konstruksi kolom
 - Menghitung jumlah plate
 - Menentukan lokasi umpan
 - Menentukan dimensi kolom

Resume :							
Neraca	Komponen	Feed		Distillate		Bottom	
Massa		F	x_F	D	x_D	B	x_B
	<i>toluene</i>	911,21	0,01888	4,6E-01	3,E-05	910,754	0
	<i>Paraxylene</i>	8237,86	0,17072	4,1E+00	3,E-04	8233,74	0
	<i>metaxylene</i>	8237,86	0,17072	4,1E+00	3,E-04	8233,74	0

<i>ortoxylene</i>	8237,86	0,17072	4,1E+00	3,E-04	8233,74	0
<i>benzene</i>	14392,2	0,29825	1,4E+04	1,E+00	143,922	0
<i>ethyl benzene</i>	8237,86	0,17072	4,1E+00	3,E-04	8233,74	0
TOTAL	48254,9	1	14016,9	1	33989,6	1

a. Menentukan jenis kolom

Dalam perancangan ini dipilih jenis tray dengan pertimbangan,

- Perkiraan awal diameter kolom > 3ft
- Fluida tidak bersifat korosif
- Rentang batas laju alir yang cukup besar tanpa menumbulkan flooding

Jenis tray yang digunakan adalah sieve tray dengan pertimbangan,

- Kapasitas uap dan cairannya besar
- Pressure drop yang rendah dengan efisiensi tray yang tinggi
- Lebih ringan, *low cost* dan fabrikasi yang relatif mudah
- Kestabilan yang lebih tinggi saat operasi

b. Menentukan bahan konstruksi kolom

Bahan konstruksi yang dipilih : Carbon Steel SA-285 Grade A , pertimbangan

- Mempunyai allowable stress yang besar, sehingga untuk kapasitas yang sama hanya memerlukan bahan yang tipis
- Harga material yang relatif murah

c. Menghitung jumlah plate aktual

Untuk menghitung jumlah plate digunakan metode *shortcut* .

Menghitung efisiensi tray kolom distilasi menggunakan O'Connel Correlation.

Light Key Component	=	benzene
Heavy Key Component	=	toluene
Temperatur Puncak Kolom	=	112 °C = 385 K
Temperatur Dasar Kolom	=	170 °C = 443 K
Temperatur Rata-rata Kolom	=	414 K
Tekanan Operasi Kolom	=	3 atm

Menentukan efisiensi tray

Dimana :

$$\begin{aligned} \mu_{\text{avg}} &= \text{viskositas molar cairan feed pada suhu rata-rata kolom distilasi (100.4 C)} \\ &= 0,275 \text{ mNs/m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \alpha_{\text{avg}} &= \text{relatif volatilitas rata-rata light key pada distilat dan bottom} \\ &= (2.601 + 2.279)/2 = 2,44 \end{aligned}$$

Maka dapat dihitung dan didapatkan efisiensi (E_0) = 56,6315 %

Didapatkan $E_0 = 0,56632$

$$E_o = 50.3(\alpha\mu)^{-0.226}$$

Menghitung jumlah plate ideal,

Dari perhitungan neraca massa diperoleh nilai R_{\min} dan R.

$$\begin{array}{l} R_{\min} = 0,402 \\ R = 1,5 \times R_{\min} \\ = 1,5 \times 0,402 \\ = 0,603 \end{array} \quad \left| \begin{array}{l} \frac{R - R_{\min}}{R + 1} = \frac{0,603 - 0,4}{0,603 + 1} \\ = 0,12539 \end{array} \right.$$

Menghitung jumlah plate minimum menggunakan persamaan Fenske,

$$\begin{array}{l} (x_{LK})_D = 1,0E+00 \\ (x_{HK})_D = 2,9E-04 \\ (x_{LK})_B = 0,00423429 \\ (x_{HK})_B = 0,24224266 \\ \alpha_{ld} = \alpha \text{ light key pada distilat} = 2,60052 \\ \alpha_{lb} = \alpha \text{ light key pada bottom} = 2,27921 \end{array}$$

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54.4\Psi}{11 + 117.2\Psi} \right) \left(\frac{\Psi - 1}{\Psi^{0.5}} \right) \right]$$

$\Psi = (R - R_m)/(R + 1).$

$$= 13,6918$$

Substitusikan nilai $R = 3.1995$: $R_m = 2.133$ dan $N_m = 13.69$ ke persamaan edul

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0.75 \left[1 - \left(\frac{R - R_m}{R + 1} \right)^{0.566} \right]$$

Stage teoritis jika reflux ratio (R) 1,5 kali reflux minimum (R_m) adalah 23.8832 .
 dibulatkan menjadi 25 stage

Menghitung jumlah plate aktual,

$$\begin{array}{l} N_{\text{aktual}} = \frac{N}{E_0} \\ = 42,3792 \\ \approx 43 \quad \text{Plate aktual} \end{array}$$

d. Menentukan lokasi umpan masuk kolom,

Penentuan lokasi umpan kolom distilasi menggunakan persamaan Kirkbride,

$$\begin{aligned}
 (x_{LK})_F &= 0,9988 & N_s &= \text{Jumlah stage dibawah titik masuk feed (Stripp)} \\
 (x_{HK})_F &= 3,3E-05 & N_r &= \text{Jumlah stage diatas titik masuk feed (Rectifyin)} \\
 (x_{LK})_B &= 0,00423 \\
 (x_{HK})_D &= 0,0268 \\
 B &= 33989,6 \\
 D &= 14016,9
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] &= 0,206 \times \log \left[\frac{B}{D} \times \frac{(x_{HK})_F}{(x_{LK})_F} \times \frac{(x_{LK})_E}{(x_{HK})_I}^2 \right] \\
 &= 0,206 \times \log \left[\frac{33990}{1,5E+04} \times \frac{0}{1} \times \frac{0}{0,03}^2 \right] \\
 &= -1,1745 \\
 \frac{N_r}{N_s} &= 0,06692 \quad , \quad N_r = 0,06692 \times N_s
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan sebelumnya, telah didapatkan N ,

$$N_{\text{Theoretical}} = 13,7$$

$$\begin{aligned}
 N_r + N_s &= N_{\text{Theoretical}} \\
 N_r + N_s &= 13,69178 \\
 0,066919 N_s + N_s &= 13,69178 \\
 1,06692 N_s &= 13,69178 \\
 N_s &= 12,83301 \\
 &= 22,66055 \text{ (Aktual)} \\
 N_r &= 0,85877 \\
 &\approx 1,516417 \text{ (Aktual)}
 \end{aligned}$$

Jadi feed masuk pada plate ke 23 atau 22

e. Menentukan dimensi kolom,

Menghitung L dan V bagian bottom,

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{Reboiler}} &= 3460780,28 \text{ kJ} \\
 Q_{\text{Reboiler}} &= V \times \Delta H_V & L &= B + V \\
 8,9151E+10 &= V \times 6E+06 & &= 45363,5 + 15121 \\
 V &= 15121,2 \text{ kmol/hr} & &= 60484,7 \text{ kg/hr} \\
 &= 15121,2 \text{ kg/hr} & &= 133346 \text{ lb/hr} \\
 &= 33336,5 \text{ lb/hr}
 \end{aligned}$$

Laju alir volumetrik bagian bottom,

$$L_B = \frac{L}{\rho_{Liq}} = \frac{60484,7}{770,6} = 78,4903 \text{ m}^3/\text{hr} = 0,76999 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$V_B = \frac{V}{\rho_{Vap}} = \frac{15121,2}{3,15086} = 4799,08 \text{ m}^3/\text{t} = 47,079 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Menghitung L dan V bagian distillate,
Dari perhitungan neraca massa didapatkan

$$D = 14253,2 \text{ kmol/jam} \quad R = 0,603$$

$$= 14253,2 \text{ kmol/jam}$$

$$L = R \times D \quad V = D \times R + 1$$

$$= 0,603 \times 14253,2 \quad = 14253,16 \times R + 1$$

$$= 8594,66 \text{ kmol/hr} \quad = 22847,815 \text{ kmol/hr}$$

$$= 673305 \text{ kg/hr} \quad = 1789897,9 \text{ kg/hr}$$

$$= 1484382 \text{ lb/hr} \quad = 3946044,6 \text{ lb/hr}$$

Laju alir volumetrik bagian rectifying

$$L_R = \frac{L}{\rho_{Liq}} = \frac{673305}{815,386} = 825,751 \text{ m}^3/\text{hr} = 8,10061 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$V_R = \frac{V}{\rho_{Vap}} = \frac{1789898}{2,789} = 641769 \text{ m}^3/\text{t} = 6295,76 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Menghitung properti fluida bagian **rectifying**,

Menghitung density liquida,

$$T = 112 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 385,15 \text{ K}$$

Komponen	x_D	$\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	$\rho \cdot x_i$
toluene	3,3E-05	813	0,0267
Paraxylene	2,9E-04	810	0,2369
metaxylene	2,9E-04	813,5	0,238
ortoxylene	2,9E-04	830,1	0,2428
benzene	1,E+00	815,4	814,42
ethyl benzene	2,9E-04	760	0,2223
Total	1		815,39

data densitas didapatkan dari software Hysys

Menghitung density uap

Komponen	x_D	$T_C \text{ (K)}$	$P_C \text{ (Atm)}$	ω	$x_D \cdot T_C$	$x_D \cdot P_C$	$x_D \cdot \omega$
toluene	3,3E-05	591,8	41,06	0,262	0,019	0,00135	0

Paraxylene	2,9E-04	616,2	35,11	0,322	0,18	0,01027	0
metaxylene	2,9E-04	617,1	35,36	0,326	0,181	0,01034	0
ortoxylene	2,9E-04	630,3	37,34	0,32	0,184	0,01092	0
benzene	1,0E+00	562,2	48,98	0,21	561,5	48,9211	0
ethyl benzene	2,9E-04	617,2	36,06	0,303	0,181	0,01055	0
TOTAL					562,3	48,9645	0

$$T_C = 562,269 \text{ K} \quad P_C = 48,964515 \text{ Atm} \quad \omega = 0$$

$$T_R = \frac{T}{T_C} = 0,62826 \quad B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{(T_R)^{1,6}} = -0,804751$$

$$P_R = \frac{P}{P_C} = 0,02042 \quad B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{(T_R)^{4,2}} = -1,072569$$

$$\begin{aligned} \frac{B}{R} \times \frac{P_C}{T_C} &= B^0 + \omega \times B^1 \\ &= -0,8 + 0,21 \times -1,07 \\ &= -1,0301 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Z &= 1 + \frac{B}{R} \times \frac{P_C}{T_C} \times \frac{P_R}{T_R} \\ &= 1 + -1,03013 \times \frac{0,020423}{0,628258} \\ &= 0,96651336 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V' &= \frac{Z \times R \times T}{R \times BM_{Camp}} \quad R = 0,08205 \text{ L.atm.K}^{-1} \\ &= \frac{0,96651 \times 0,082 \times 353,25}{1 \times 78,13} \\ &= 0,35855 \text{ m}^3/\text{kg} \end{aligned}$$

$$\rho_v = \frac{1}{V'} = \frac{1}{0,35855} = 2,789 \text{ kg/m}^3$$

Menghitung surface tension,

Data - data yang digunakan didapatkan dari Thermophysical Properties of Chemicals and Hydrocarbons, by Carl L. Yaws

$$T = 112 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 385 \text{ } \text{K}$$

Komponen	x_D	σ (Dynes/Cm)	$\sigma \cdot x_D$
toluene	3,3E-05	21,78	0,00071
Paraxylene	2,9E-04	22,49	0,00658
metaxylene	2,9E-04	22,79	0,00667
ortoxylene	2,9E-04	24,27	0,0071
benzene	0,9988	20,89	20,8649
ethyl benzene	2,9E-04	22,62	0,00662
TOTAL			20,8925

Surface tension fluida = 20,8925 dyne/cm

Menghitung viscosity pada bagian distillate,

$$VBI = 14.534 \times \ln[\ln(v + 0.8)] + 10.975$$

$$VBI_{Blend} = [w_A \times VBI_A] + [w_B \times VBI_B] + \dots + [w_X \times VBI_X]$$

$$v = \exp \left(\exp \left(\frac{VBI_{Blend} - 10.975}{14.534} \right) \right) - 0.8,$$

Komponen	x_i	Viskositas (cp)	VBI	VBI*xi
toluene	3E-05	0,313	-21,499	-0
Paraxylene	0,0003	0,4033	-13,544	-0
metaxylene	0,0003	0,3949	-14,105	-0
ortoxylene	0,0003	0,4875	-9,0171	-0
benzene	0,998	0,3155	-21,198	-21,2
ethyl benzene	0,0003	0,3756	-15,499	-0
VBIblend	0,9992			-21,2

Viskositas kinematik campuran = 0,31572 cP

Viscosity distillate = 0,0002122 lb/ft.s = 0,7637593 lb/ft.h

Menghitung viscosity uap pada bagian distillate,

$$VBI = 14.534 \times \ln[\ln(v + 0.8)] + 10.975$$

$$VBI_{Blend} = [w_A \times VBI_A] + [w_B \times VBI_B] + \dots + [w_X \times VBI_X]$$

$$v = \exp \left(\exp \left(\frac{VBN_{Blend} - 10.975}{14.534} \right) \right) - 0.8,$$

Komponen	x_i	Viskositas (cp)	VBI	VBI* x_i
toluene	3E-05	0,313	-21,499	-0
Paraxylene	0,0003	0,3439	-18,189	-0,01
metaxylene	0,0003	0,3383	-18,73	-0,01
ortoxylene	0,0003	0,4099	-13,121	-0
benzene	0,998	0,00838	-21,765	-21,7
ethyl benzene	0,0003	0,3252	-20,09	-0,01
SUBTOTAL	0,9992			-21,7

Viskositas kinematik campuran = 0,00837 cP

Viscosity distillate (V) = 5,6267E-06 lb/ft.s = 0,0202563 lb/ft.h

Liquid thermal conductivity, distillate

T = 112 °C

= 385 K

Komponen	k (W/m.K)	x_D	$k \cdot x_D$ (W/m.K)
toluene	0,1222	3,282E-05	4,01E-06
Paraxylene	0,1265	0,0002925	3,7E-05
metaxylene	0,1269	0,0002925	3,71E-05
ortoxylene	0,1302	0,0002925	3,81E-05
benzene	0,1169	0,998	0,116666
ethyl benzene	0,1121	0,0002925	3,28E-05
TOTAL			0,116815

Menghitung properti fluida bagian **stripping**,

Menghitung density liquids,

T = 170 °C

= 443 K

Komponen	x_i	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot x_i$
toluene	0,0268	0,03904	0,001
Paraxylene	0,2422	752,3	182,24
metaxylene	0,2422	755	182,89
ortoxylene	0,2422	767,7	185,97
benzene	0,0042	812,4	3,4399
ethyl benzene	0,2422	760	184,1
Total	1		770,6

data densitas didapatkan dari software Hysys

Menghitung density uap

Komponen	x_B	T_C (K)	P_C (Atm)	ω	$x_D \cdot T_C$	$x_D \cdot P_C$	$x_D \cdot \omega$
toluene	0,0268	591,8	41,06	0,262	15,86	1,1002	0
Paraxylene	0,24224	616,2	35,11	0,322	149,3	8,50514	0
metaxylene	0,24224	617,1	35,36	0,326	149,5	8,5657	0
ortoxylene	0,24224	630,3	37,34	0,32	152,7	9,04534	0
benzene	0,00423	562,2	48,98	0,21	2,381	0,2074	0
ethyl benzene	0,24224	617,2	36,06	0,303	149,5	8,73527	0
TOTAL					619,2	36,1591	0

$$T_C = 619,193 \text{ K} \quad P_C = 36,159053 \text{ atm} \quad \omega = 0$$

$$T_R = \frac{T}{T_C} = 0,64479 \quad B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{(T_R)^{1,6}} = -0,768614$$

$$P_R = \frac{P}{P_C} = 0,02766 \quad B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{(T_R)^{4,2}} = -0,947352$$

$$\begin{aligned} \frac{B}{R} \times \frac{P_C}{T_C} &= B^0 + \omega \times B^1 \\ &= -0,77 + 0,32 \times -0,95 \\ &= -1,0678 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Z &= 1 + \frac{B}{R} \times \frac{P_C}{T_C} \times \frac{P_R}{T_R} \\ &= 1 + -1,06779 \times \frac{0,027656}{0,64479} \\ &= 0,95420172 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V' &= \frac{Z \times R \times T}{P \times BM_{Camp}} \quad R = 0,08205 \text{ L.atm.K}^{-1} \\ &= \frac{0,9542 \times 0,082 \times 399,25}{1 \times 98,49} \end{aligned}$$

$$= 0,31737 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$\rho_v = \frac{1}{V'} = \frac{1}{0,31737} = 3,15086 \text{ kg/m}^3$$

Menghitung surface tension,

Data - data yang digunakan didapatkan dari Thermophysical Properties of Chemicals and Hydrocarbons, by Carl L. Yaws

$$\begin{aligned} T &= 170 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 443 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	x_B	σ (Dynes/Cm)	$\sigma \cdot x_D$
toluene	0,0268	18,3	0,49035
Paraxylene	0,2422	18,2	4,40882
metaxylene	0,2422	18,46	4,4718
ortoxylene	0,2422	17,46	4,22956
benzene	0,0042	20,89	0,08845
ethyl benzene	0,2422	18,22	4,41366
TOTAL			18,1026

$$\text{Surface tension fluida} = 18,10264 \text{ dyne/cm}$$

Menghitung viscosity pada bagian bottom,

$$VBI = 14.534 \times \ln[\ln(v + 0.8)] + 10.975$$

$$VBI_{\text{Blend}} = [w_A \times VBI_A] + [w_B \times VBI_B] + \dots + [w_X \times VBI_X]$$

$$v = \exp \left(\exp \left(\frac{VBI_{\text{Blend}} - 10.975}{14.534} \right) \right) - 0.8,$$

Komponen	x_i	Viskositas (cp)	VBI	VBI*xi
toluene	0,0268	0,2416	-35,535	-0,95
Paraxylene	0,2422	0,2448	-34,481	-8,35
metaxylene	0,2422	0,2433	-34,965	-8,47
ortoxylene	0,2422	0,2844	-25,549	-6,19
benzene	0,0042	0,3155	-21,198	-0,09
ethyl benzene	0,2422	0,2347	-38,123	-9,23
VBIblend	1			-33,3

$$\text{Viskositas kinematik campuran} = 0,24872 \text{ cP}$$

$$\text{Viscosity bottom} = 0,0001671 \text{ lb/ft.s} = 0,6016791 \text{ lb/ft.h}$$

Data	Top Tray	Bottom Tray
Pressure (atm)	3	2,8
Temperature (°C)	112	170
σ (dyne/cm)	20,89254767	18,10263812
ρ_V (lb/ft ³)	0,174117548	0,196707884
ρ_L (lb/ft ³)	50,90454055	48,108558
Internal Reflux L/V	0,376169682	3,999990463
Max. Vapor (lb/hr)	3946044,63	33336,49994
Max. Liquid (lb/hr)	1484382,353	133345,6818
Max. Vapor (ft ³ /s)	6295,758353	47,07558575
Max. Liquid (ft ³ /s)	8,100612542	0,769935095
Plate Spacing (in)	18	18

Langkah - langkah perhitungan di bawah ini menggunakan referensi dari Van Winkle,
 Perhitungan diameter kolom,
 Perhitungan diameter kolom menggunakan asumsi sebagai berikut,
 - Tanpa menggunakan splash baffle,
 - Flooding = 0,8

TOP	BOTTOM
<p><i>Flow Parameter</i></p> $P_F = \frac{Q_L}{Q_V} \left[\frac{\rho_L}{\rho_V} \right]^{0,5}$ $= 0,022$ <p><i>Dari Fig 13.2, Van Winkle didapatkan Capacity Factor</i></p> $P_C = 0,269$ <p><i>Koreksi nilai PC sebagai fungsi dari σ</i></p> $P_{C\text{Corr}} = P_C \times \left[\frac{\sigma}{20} \right]^{0,2}$ $= 0,269 \times \left[\frac{20,89}{20} \right]^{0,2}$	$P_F = \frac{Q_L}{Q_V} \left[\frac{\rho_L}{\rho_V} \right]^{0,5}$ $= 0,2558$ $P_C = 0,2$ $P_{C\text{Corr}} = P_C \times \left[\frac{\sigma}{20} \right]^{0,2}$ $= 0,2 \times \left[\frac{18}{20} \right]^{0,2}$

$$= 0,271359 \quad \left[\begin{array}{l} \text{--- } 0,207 \text{ ---} \\ \text{--- } 20 \text{ ---} \end{array} \right]$$

$$= 0,1961 \quad \left[\begin{array}{l} \text{--- } 0,2 \text{ ---} \\ \text{--- } 20 \text{ ---} \end{array} \right]$$

Menghitung vapor velocity untuk flooding
100%,

$$U_{VN} = P_C \times \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0.5}$$

$$U_{VN} = 4,631882 \text{ fps}$$

$$U_{VN} = P_C \times \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0.5}$$

$$U_{VN} = 3,0597 \text{ fps}$$

Menghitung net vapor flow area antara plate, asumsi flooding = 0,8

$$A_N = \left(\frac{Q_V}{U_{VN} \times (\% \text{ Flooding})} \right)^{0.5}$$

$$A_N = 1699,028 \text{ ft}^2$$

Asumsi,

$$A_d = 0,1 \text{ A}$$

$$A = A_N + A_d$$

$$A = 1699 + 0,1 \text{ A}$$

$$0,9 \text{ A} = 1699,03$$

$$A = 1887,81 \text{ ft}^2$$

Didapatkan diameter kolom,

$$\begin{aligned} D &= 49,0081 \text{ ft} \\ &= 14,9377 \text{ m} \end{aligned}$$

$$A_N = \left(\frac{Q_V}{U_{VN} \times (\% \text{ Flooding})} \right)^{0.5}$$

$$A_N = 19,232 \text{ ft}^2$$

Asumsi,

$$A_d = 0,1 \text{ A}$$

$$A = A_N + A_d$$

$$A = 19 + 0,1 \text{ A}$$

$$0,9 \text{ A} = 19,23$$

$$A = 21,37 \text{ ft}^2$$

Didapatkan diameter kolom,

$$\begin{aligned} D &= 5,214 \text{ ft} \\ &= 1,589 \text{ m} \end{aligned}$$

Setelah melakukan perhitungan, ternyata diameter $\pm 2.2 \text{ ft}$ memberikan flooding lebih besar dari 100%. Sehingga dipilih diameter yang memberikan nilai flooding dibawah nilai maksimumnya yaitu 80%

Tower diameter,

$$D = 9,5 \text{ ft}$$

Area of column,

$$A = 70,8822 \text{ ft}^2$$

Area of downcomer,

$$\begin{aligned} A_d &= 0,1 \text{ A} \\ &= 0,1 \times 70,8822 \\ &= 7,08822 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Active area for bubbling,

$$\begin{aligned} A_A &= A - A_D \\ &= 70,8822 - 7,0882 \\ &= 63,794 \end{aligned}$$

Plate thickness,

$$\begin{aligned} t_p &= 12 \text{ gauge} \\ &= 0,0825 \text{ in} \end{aligned}$$

Hole diameter,

$$d_h = 0,25 \text{ in}$$

Digunakan triangular pitch, equilateral 60° P = 0,25 in

$$\begin{aligned} P &= 0,3 \times 3 \\ &= 0,75 \text{ in . pitch} \end{aligned}$$

Percent flood check,

$$\begin{aligned} \% \text{ Flood} &= \frac{Q_V}{A_A \times U_{VN}} \\ &= 21,3064 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \% \text{ Flood} &= \frac{Q_V}{A_N \times U_{VN}} \\ &= 0,241 \end{aligned}$$

Berdasarkan literatur Distillation by Van Winkle, ketinggian *weir* maksimal 15% dari tray spacing. Sehingga diambil ketinggian weir sebagai berikut.

$$h_w = 1,5 \text{ in} \quad \frac{A_d}{A} = \frac{7,09}{70,9} = 0,1$$

Dari tabel 14.10 didapatkan data - data sebagai berikut,

$$\text{Jntuk} \frac{A_d}{A} = 0,1 \quad , \quad \frac{L}{D} = 0,7267 \quad , \quad \frac{H}{D} = 0,157$$

Sehingga panjang weir (l_w) dapat dihitung,

$$\frac{L}{D} = 0,7267$$

$$\begin{aligned} l_w &= 0,7267 \times 9,5 \\ &= 6,90365 \text{ ft} \\ &= 82,8438 \text{ in} \end{aligned}$$

2 Entrainment

Entrainment didapatkan dari Fig 13.26, sebagai fungsi dari Flow Parameter dan %

$$\begin{array}{l|l} P_F = 0,022 & P_F = 0,25578 \\ \Psi = 0,068 & \Psi = 0,0091 \end{array}$$

Nilai entrainment yang didapatkan kurang dari 0.1, sehingga memenuhi syarat perancangan

3 Pressure Drop

$$h_{ow} = 0.48 \times F_w \left(\frac{Q_L}{l_w} \right)^{0.67}$$

h_{ow} = Liquid crest over weir, in

$$\frac{Q_L}{l_w^{2.5}} = \frac{3635,81 \text{ gpm}}{125,227 \text{ ft}} = 29,0338$$

$$\frac{Q_L}{l_w^{2.5}} = \frac{345,571 \text{ gpm}}{125,227 \text{ ft}} = 2,75956$$

Dari Fig 13.7 untuk $\frac{l_w}{D} = 0,73$ didapatkan nilai F_w

$$F_w = 1,15$$

$$F_w = 1,23$$

Sehingga h_{ow} dapat dihitung,

$$h_{ow} = 0,61442 \text{ in}$$

$$h_{ow} = 0,1358 \text{ in}$$

Menghitung equivalent surface tension loss

$$h_\sigma = \frac{0.04 \times \sigma}{\rho_l \times d_h}$$

$$h_\sigma = 0,06567 \text{ in}$$

$$h_\sigma = 0,06021 \text{ in}$$

Menghitung equivalent loss through holes,

$$h_0 = 0.186 \frac{\rho_v}{\rho_l} \left(\frac{U_h}{C_0} \right)^2$$

tebal plate, $t_p = 0,0825 \text{ in}$

hole diameter, $d_h = 0,25 \text{ in}$

$$\frac{t_p}{d_h} = 0,33$$

diambil nilai, $A_h/A_A = 0,1 \text{ in}$
 dari Fig 13.18 didapatkan, $C_0 = 0,73$

$$A_h = 0,1 \times A_A = 0,1 \times 63,794$$

$$= 6,3794 \text{ ft}^2$$

$$h_{ow} = 0.48 \times F_w \left(\frac{Q_L}{l_w} \right)^{0.67}$$

Menghitung kecepatan uap yang melewati lubang

$$U_h = \frac{Q_v}{A_h} = \frac{6296}{6,379} = 986,9 \text{ f/s}$$

$$U_h = \frac{Q_v}{A_h} = \frac{47}{6,4} = 7,4 \text{ f/s}$$

Dari data - data diatas, h_0 dapat dihitung,

$$h_0 = 1162,76 \text{ in}$$

$$h_0 = 0,07771 \text{ in}$$

$$F_{VA} = U_{VA} \times (\rho_v)^{0.5}$$

$$F_{VA} = 2,99194$$

$$F_{VA} = 0,02855$$

Dari Fig 13.16, didapatkan

$$\beta = 0,84$$

$$\beta = 0,97$$

Menghitung total pressure drop,

$$\Delta H_T = \beta(h_w + h_{ow}) + h_0 + h_\sigma$$

$$\Delta H_T = 1164,6 \text{ in}$$

$$\Delta H_T = 1,72464 \text{ in}$$

4 Weep point

$$h_w + h_{ow} = 2,11442$$

$$h_w + h_{ow} = 1,636$$

dari Fig.13.22, didapatkan

$$h_0 = 0.186 \frac{\rho_v}{\rho_l} \left(\frac{U_h}{C_0} \right)^2$$

$$h_0 + h_\sigma = 0,49$$

$$h_0 + h_\sigma = 0,495$$

dibandingkan dengan hasil perhitungan sebelumnya,

$$h_0 + h_\sigma = 1162,83$$

$$h_0 + h_\sigma = 0,338$$

nilai yang didapatkan dari hasil perhitungan lebih besar daripada nilai yang didapat dari Fig 13.22, maka kedua bagian akan beroperasi dengan baik diatas

5 Menghitung liquid back-up di downcomer,

$$H_D = [\Delta H_T + (h_w + h_{ow} + \Delta) + h_d] \frac{1}{\phi_d}$$

asumsi jarak dibawah apron = 1,5 in

$$A_{AP} = \frac{1,5 \times 82,844}{144}$$

$$= 0,863 \text{ ft}^2$$

menghitung head loss pada downcomer

$$h_d = 0.03 \left(\frac{Q_l}{100 A_d} \right)^2$$

$$h_d = 53,2532 \text{ in}$$

$$h_d = 0,48108 \text{ in}$$

sehingga H_D dapat dihitung,

$$H_D = 1219,63 \text{ in}$$

$$H_D = 3,99245 \text{ in}$$

asumsi froth density (density foam), $\phi_d = 0,5$
 menghitung foam back-up di downcomer,

$$H_{Dal} = \frac{1220}{0,5}$$

$$= 2439 \text{ in}$$

$$H_{Dal} = \frac{4}{0,5}$$

$$= 8 \text{ in}$$

6 Menghitung liquid gradient,

liquid gradient,

$$\Delta = \frac{f \times U_f^2 \times Z_l}{12 \times g \times R_h}$$

hydraulic radius,

$$R_h = \frac{h_f \times W_a}{2h_f + W_a}$$

average width of flow

$$W_a = \frac{D + l_w}{2}$$

$$W_a = 8,2 \text{ ft}$$

menghitung foam height

$$h_f = \frac{\beta(h_w + h_{ow})}{2\beta - 1}$$

$$h_f = 2,61193 \text{ in}$$

$$h_f = 1,688 \text{ in}$$

menghitung hydraulic radius,

$$R_h = 1,59564 \text{ in}$$

$$= 0,49989 \text{ ft}$$

$$R_h = 1,19579 \text{ in}$$

$$= 0,37462 \text{ ft}$$

menghitung foam velocity,

$$u_f = \frac{12 \times Q'_L}{h_c \times W_a}$$

$$u_f = 6,67296 \text{ fps}$$

$$u_f = 0,70994 \text{ fps}$$

menghitung reynold number,

$$Re_f = \frac{u_f \times R_h \times \rho_L}{\mu_L}$$

$$Re_f = 800373,8651$$

$$Re_f = 76555,55006$$

dari fig 13.19 didapatkan friction factor (f),

$$f = 0,022$$

$$f = 0,019$$

dari data - data tersebut liquid gradient dapat dihitung,

$$\Delta = 0,03501 \text{ in}$$

$$\Delta = 0,00046 \text{ in}$$

7 Liquid residence time pada downcomer,

$$A_d = 7,08822 \text{ ft}^2$$

$$h_d = 1219,63 \text{ in}$$

$$h_d = 3,99245 \text{ in}$$

$$Q_{LD} = 8,10061 \text{ cuft/s}$$

$$Q_{LD} = 0,76994 \text{ cuft/s}$$

$$\text{Residence Time} = \frac{A_d \times \left(\frac{H_d}{12}\right)}{Q'_L}$$

$$\text{Residence Time} = 88,9337 \text{ sec}$$

$$\text{Residence Time} = 3,063 \text{ e}$$

Resume spesifikasi Benzene Column (T-310)

Jenis Kolom	: Tray Distillation Column
Jenis Tray	: Perforated (Sieve Tray)

Jumlah Tray	:	43	Tray
Tray spacing	:	1,5	ft
Active area	:	63,79397	sq.ft
Area of holes	:	6,379397	sq.ft
Area downcomer	:	7,088218	sq.ft
A_h/A	:	0,09	
A_d/A	:	0,1	
A_h/A_A	:	0,1	
d_h	:	0,25	in
l_w	:	82,8438	in
h_w	:	1,5	in

Desain Bejana Tinggi Benzene Column

shell outside diameter	=	9,5	ft
operating presure	=	15	psia
operating Temperature	=	249	oF
shell material	=	SA-283	grade C double welded butt jo
skirt Height	=	10	ft
Tray spacing	=	1,5	ft

RIWAYAT PENULIS



Putri Augustya Rossi Maulita, dilahirkan di Sidoarjo, 29 Agustus 1993. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu lulus dari TK Sacarosa pada tahun 2000, lulus dari SDN Krian 04 pada tahun 2006, lulus dari SMPN 1 Krian pada tahun 2009 dan lulus dari SMAN 1 Krian pada tahun 2012. Setelah lulus SMA, penulis diterima di Program Studi Diploma III Teknik Kimia FTI-ITS dengan Nomor Registrasi 2312 030 028. Selama kuliah penulis aktif berorganisasi sebagai Staff Bidang Akademik Kesejahteraan Mahasiswa Himpunan Mahasiswa DIII Teknik Kimia FTI-ITS (2013-2014). Staff Ahli Bidang Akademik Kesejahteraan Mahasiswa Himpunan Mahasiswa DIII Teknik Kimia FTI-ITS (2014-2015).

Ferry Ida Nur Aini, dilahirkan di Tuban, 01 Maret 1994. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu lulus dari TK Puji Rahayu pada tahun 2000, lulus dari SDN Kembangbilo 1 pada tahun 2006, lulus dari SMPN 3 Tuban pada tahun 2009 dan lulus dari SMAN 2 Tuban pada tahun 2012. Setelah lulus SMA, penulis diterima di Program Studi Diploma III Teknik Kimia



FTI-ITS dengan Nomor Registrasi 2312 030 034. Selama kuliah penulis aktif berorganisasi sebagai Staff Bidang Dalam Negeri Himpunan Mahasiswa DIII Teknik Kimia FTI-ITS (2013-2014). Selain itu penulis juga aktif di organisasi yang bergerak dibidang sosial kemasyarakatan dan Pendidikan yang ada di Luar kampus.