

**PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA BIPHENIL DARI
BENZENE KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

SKRIPSI



Disusun oleh :

Roman Robiati

121110170

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL “VETERAN”
YOGYAKARTA
2016**

HALAMAN PENGESAHAN

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA BIPHENIL DARI BENZENE

KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN



Disetujui untuk Jurusan Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Pembangunan Nasional "Veteran" Yogyakarta

Pembimbing I

(Dr. Ir. Widayati, MT)
NIP. 195406201988032001

Pembimbing II

(Ir. Danang Jaya, MT)
NIP. 196105281992031001

KATA PENGANTAR

Puji syukur penyusun panjatkan kehadirat Allah SWT atas limpahan rahmat dan karunia-Nya sehingga penyusun dapat menyelesaikan tugas Prarancangan Pabrik Kimia Biphenyl dari Benzena kapasitas 10.000 ton/tahun”.

Pra Rancangan Pabrik Kimia merupakan tugas yang diwajibkan bagi setiap mahasiswa Teknik Kimia sebagai syarat untuk memperoleh gelar Sarjana pada Prodi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, UPN “Veteran” Yogyakarta. Tugas prarancangan ini disusun berdasarkan hasil studi pustaka, beberapa jurnal, data paten, dan materi kuliah.

Penyusun mengucapkan terima kasih kepada kedua dosen pembimbing, kedua orang tua, dan semua pihak yang telah memberikan bantuan dan dorongan moral dalam penyelesaian TA-II.

Semoga Pra Rancangan Pabrik Kimia ini dapat memberi manfaat.

Yogyakarta, April 2016

Penyusun

DAFTAR ISI

Halaman Pengajuan.....	ii
Halaman Pengesahan	iii
Kata Pengantar	iv
Daftar Isi.....	v
Intisari	vii
BAB I. PENDAHULUAN.....	1
A. Latar Belakang.....	1
B. Kapasitas.....	1
C. Lokasi	2
D. Tinjauan Pustaka	4
E. Pemilihan Proses	5
BAB II. PROSES PRODUKSI.....	8
A. Spesifikasi Bahan.....	8
B. Uraian Proses	10
C. Diagram Alir	11
D. Tata Letak Alat dan Pabrik	11
BAB III. UTILITAS	13
A. Penyediaan Air.....	13
B. Penyediaan <i>Steam</i>	13
C. Penyediaan Air Demineralisasi	13
D. Penyediaan Listrik	13
E. Bahan Bakar.....	14
F. Udara Tekan.....	14
BAB IV. MANAJEMEN PERUSAHAAN	15
A. Bentuk Badan Usaha.....	15
B. Struktur Organisasi	16
BAB V. EVALUASI EKONOMI	20
A. Investasi Modal	20
B. Biaya Produksi	20
C. Harga Jual Produk.....	21
D. Analisis Kelayakan.....	21
BAB VI. KESIMPULAN	24
DAFTAR PUSTAKA	25
LAMPIRAN	
A. Diagram Alir Kualitatif	27
B. Diagram Alir Kuantitatif.....	28
C. <i>Process Engineering Flow Diagram</i>	29
D. Gambar Unit Utilitas	30

E.	Gambar Tata Letak Alat Proses.....	31
F.	Gambar Tata Letak Pabrik	32
G.	Gambar Struktur Organisasi	33
H.	Spesifikasi Alat Proses	34
I.	Spesifikasi Alat Utilitas	39

INTISARI

Prarancangan Pabrik Kimia Biphenyl dari Benzena kapasitas 10.000 ton/tahun akan dibangun di Tuban, Jawa Timur dengan luas tanah 10.010 m². Bahan baku berupa Benzena diperoleh dari Trans-Pacific Petrochemical Indotama (TPPI), Tuban. Pabrik dirancang beroperasi secara kontinyu selama 330 hari, 24 jam per hari, dan membutuhkan karyawan sebanyak 214 orang.

Pembuatan Biphenyl diawali dengan mereaksikan Benzena (2.807,74 kg/jam) dalam Reaktor Alir Pipa (R-01) pada suhu reaktor 377 °C dan tekanan 2 atm. Reaksi ini berlangsung dengan konversi sebesar 90% dan endotermis sehingga digunakan pemanas hitech untuk menjaga suhu operasi. Produk yang keluar dari reaktor berupa biphenyl dan hidrogen. Selanjutnya didinginkan serta diembunkan dalam Kondensor Parsial (CD-01) hingga suhu 151 °C. Kemudian masuk ke dalam Separator-02 (SP-02) untuk memisahkan hidrogen dari campuran benzene, toluene dan biphenil. Hidrogen dalam fase gas sebagai hasil atas separator. Hasil bawah berupa benzene, toluene dan biphenil dalam fase cair dipompa dan dimasukkan ke dalam Menara Distilasi (MD-01) untuk memurnikan produknya dengan hasil bawah berupa biphenil dengan kemurnian 99,3%. Hasil atas Menara Distilasi berupa benzene dan impuritisnya direcycle sebagai umpan masuk reaktor dengan suhu 83 °C dan tekanan 1 atm.

Pabrik ini membutuhkan Fixed Capital (FC) Rp. 34.341.856.338,- + US\$ 4,195,836, Working Capital (WC) (Rp. 127.536.505.173,- + US\$ 170,019), Manufacturing Cost (MC) (Rp. 254.092.040.390,- + US\$ 816,090), dan General Expenses (GE)(Rp. 33.990.417.539,- + US\$ 81.609). Analisis ekonomi menunjukkan nilai ROI sebelum pajak 50,38 % adalah dan nilai ROI sesudah pajak adalah 32,75 %. POT sebelum pajak adalah 1,65 tahun dan POT sesudah pajak adalah 2,34 tahun. Nilai BEP adalah 43,11 % dan nilai SDP adalah 23,75 %. Suku bunga dalam DCF selama 10 tahun rata-rata adalah 19 %. Dengan demikian ditinjau dari segi teknis dan ekonomi, pabrik biphenyl dari benzene dengan kapasitas 10.000 ton/tahun layak untuk dipertimbangkan.

BAB I

PENDAHULUAN

A. Latar Belakang

Perkembangan industri di Indonesia cukup berkembang, khususnya industri kimia. Industri kimia terus mengalami peningkatan, baik industri yang menghasilkan bahan jadi, bahan setengah jadi, bahkan bahan baku untuk industri lain.

Dalam industri kimia biphenyl merupakan salah satu produk intermediet yang potensial untuk dikembangkan karena memiliki kegunaan yang cukup luas, diantaranya yaitu sebagai bahan baku pembuatan polimer, emulsifiers, sebagai pendingin (dowtherm).

Mengingat banyaknya kebutuhan akan bahan kimia tersebut, sementara negara kita masih mengimpor, maka pendirian pabrik biphenyl ini akan dapat menguntungkan dan memberi manfaat bagi industri lainnya. Selain itu diharapkan kebutuhan dalam negeri akan kebutuhan biphenyl tercukupi, menambah devisa negara, dan dapat membuka lapangan pekerjaan sehingga dapat mengurangi pengangguran.

Kapasitas pabrik di pilih berdasarkan kapasitas produktif pabrik biphenyl minimum yaitu sebesar 10.000 ton/tahun dengan harapan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri sehingga dapat menekan angka impor dan menambah devisa negara dengan mengeksport produk biphenyl ke luar negeri.

B. Lokasi Pabrik

Pabrik biphenyl ini direncanakan didirikan di Kawasan Industri Gresik, Jawa Timur. Adapun dasar pertimbangan pemilihan lokasi pendirian pabrik tersebut adalah:

1. Penyediaan bahan baku

Bahan baku merupakan kebutuhan utama bagi kelangsungan suatu pabrik sehingga penyediaan bahan baku harus diperhatikan. Lokasi pabrik di daerah Gresik, Jawa Timur merupakan jarak yang cukup dekat dengan bahan baku yaitu C_6H_6 dalam fase cair yang didapat dari *Trans Pacific Petrochemical Indotama* (TPPI) Tuban, didistribusikan melalui transportasi darat.

2. Pemasaran

Produk biphenyl banyak dibutuhkan oleh industri polimer terutama di bidang *hard plastic* yang banyak di gunakan di dalam barang barang elektronik, dan juga untuk fluida thermo. Lokasi pabrik di Gresik, Jawa Timur cukup strategis karena dekat dengan pelabuhan Tanjung Perak dan kawasan industri serta pemasaran industri lain yang tersebar di Indonesia. Sehingga mempermudah pemasaran dalam negeri, dan juga luar negeri.

3. Sarana transportasi

Transportasi di Gresik, Jawa Timur melalui darat dan laut cukup lancar, karena telah tersedia jalan raya yang memadai dan dekat dengan

pelabuhan Tanjung Perak sehingga memudahkan pendistribusian bahan baku ke pabrik dan produk kepada konsumen.

4. Penyediaan tenaga kerja

Penyediaan tenaga kerja yang berkualitas (terampil dan terdidik) untuk pengoperasian alat-alat industri harus dipertimbangkan. Untuk tenaga kerja yang berkualitas dipenuhi dari alumni perguruan tinggi seluruh Indonesia dan luar negeri bila diperlukan, sedangkan yang kurang terdidik dapat dipenuhi dari penduduk daerah sekitar serta transmigran sehingga dapat mengurangi pengangguran.

5. Penyediaan utilitas

Di Gresik, Jawa Timur dekat dengan beberapa perusahaan (kawasan industri) yang lengkap dengan unit-unit utilitas, sehingga penyediaan air dan *steam* dapat terpenuhi. Untuk pabrik biphenyl ini, membeli air dari PT. Petrokimia Gresik. Demikian juga kebutuhan listrik tidak akan mengalami kesulitan karena memperoleh suplai dari PLN dan penyediaan unit generator.

6. Penyediaan bahan bakar dan energi

Di Gresik, Jawa Timur terdapat kawasan industri, di mana terdapat beberapa perusahaan/industri besar sehingga penyediaan bahan bakar dapat terpenuhi.

7. Iklim

Keadaan iklim dan cuaca di Gresik, Jawa Timur umumnya baik.

8. Undang-Undang dan peraturan

Faktor perundang-undangan setempat tidak menjadi persoalan karena letak pabrik ini berada dekat dengan kawasan industri dan beberapa pabrik besar sehingga telah mendapat izin dari pemerintah daerah dan masyarakat sekitar dapat menerima dengan baik.

C. Tinjauan Pustaka

1. Tinjauan Proses

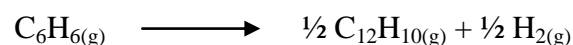
Biphenyl adalah senyawa hidrogen aromatik dengan rumus molekul $C_{12}H_{10}$. *Biphenyl* adalah komponen organik yang berbentuk kristal. *Biphenyl* merupakan salah satu bahan penunjang yang sangat penting dan dibutuhkan dalam industri kimia, antara lain adalah sebagai bahan intermediet. *Biphenyl* pertama kali di temukan pada tahun 1862, kemudian diidentifikasi pada tahun 1867. (*Kirk Othmer – Encyclopedia of Chemical Technology*)

Produksi *biphenyl* dapat dilakukan dengan 2 cara, yaitu :

a) Dehidrogenasi *Benzene*

Pembuatan *biphenyl* dengan cara berjalan optimal pada suhu 375 – 400 °C dan tekanan 2 atm tanpa menggunakan katalis.

Reaksi :

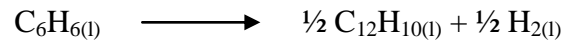


(Kirk Othmer, 1981)

Proses dilakukan pada fase gas dengan menggunakan reaktor alir pipa. Produk berupa biphenyl dan hidrogen dipisahkan dalam separator kemudian biphenyl di murnikan di dalam menara distilasi.

b) Dimerisasi Benzene

Pembuatan Biphenyl dengan cara ini dapat dilakukan dengan reaksi berikut :



Reaksi dengan katalis (PdCl_2) berlangsung pada suhu 165 – 185 °C pada tekanan 10 atm di dalam reaktor alir tangki berpengaduk (RATB).

(Ullmans Encyclopedia of Chemical Technology)

D. Pemilihan Proses

Pemilihan proses mengacu pada segi teknik dan ekonomi yang menguntungkan. Untuk segi ekonomi dapat ditinjau dari perhitungan potensial ekonomi. Potensial ekonomi dari kedua proses di atas adalah sebagai berikut :

Tabel 1.2. Harga Bahan Baku dan Produk

Material	Mr (kg/kmol)	Harga (\$/kg)
H_2	2	0
C_6H_6	78	1,5
$\text{C}_{12}\text{H}_{10}$	154	2,83

$$\text{PE} = (\text{BM } \text{C}_{12}\text{H}_{10} \cdot \text{Harga } \text{C}_{12}\text{H}_{10}) + (\text{BM } \text{H}_2 \cdot \text{Harga } \text{H}_2) - (\text{BM } \text{C}_6\text{H}_6 \cdot \text{Harga } \text{C}_6\text{H}_6)$$

$$\begin{aligned}
 &= (154 \text{ kg/kgmol} \cdot \text{US\$ } 2,83/\text{kg}) + (2 \text{ kg/kgmol} \cdot \text{US\$ } 0/\text{kg}) - \\
 &\quad (78 \text{ kg/kmol} \cdot \text{US\$ } 1,5/\text{kg}) \\
 &= \text{US\$ } 435,82/\text{kmol} - \text{US\$ } 117/\text{kmol} \\
 &= \text{US\$ } 318,82/\text{kmol}
 \end{aligned}$$

Tabel 1.3. Matrik Pemilihan Proses

Kondisi Proses	Dehidrogenasi benzene	Dimerisasi benzene
Fase	Gas-gas***	Cair-cair ***
Reaksi	Reversible ***	Reversible ***
Suhu	375-400 °C **	165-185 °C ***
Tekanan	1-2 atm ***	10 atm *
Proses	Endotermis **	Endotermis **
Reaktor	RAP ***	RATB ***
Katalis	- ***	PdCl ₂ *
Produk Samping	Hidrogen**	Hidrogen **
Jumlah	22	19

Keterangan :

*** : Baik sekali

** : Baik

* : Kurang baik

Dari ketiga perbandingan proses di atas, maka dipilih alternatif proses yang pertama yaitu dehidrogenasi benzene dengan pertimbangan sebagai berikut :

- a. Ditinjau dari kondisi operasi, reaksi ini tidak menggunakan katalis serta berlangsung pada fase gas-gas dengan suhu dan tekanan yang tidak terlalu tinggi dan jika dibandingkan dengan kedua proses lainnya sehingga proses lebih mudah dijalankan.
- b. Berdasarkan perhitungan potensial ekonomi, kedua proses tersebut nilainya sama besar, yaitu sebesar US\$ 318,82/kmol.

BAB II

PROSES PRODUKSI

A. Proses Pendahuluan

1. Bahan baku

a. Benzene

Rumus molekul	: C_6H_6
Kemurnian	: 99,8%
Fase	: gas
Berat molekul	: 78 g/mol
Berat jenis	: 0,88 gr/ml
Titik beku	: 278,67 K = 5,52 °C
Titik didih	: 353,24 K = 80,09 °C
Suhu kritis, T_c	: 563,05 K = 289,9 °C
Tekanan kritis, P_c	: 4,89 MPa = 48,29 atm
ΔG°_f pada suhu 298 K	: 129,66 kJ/mol
ΔH°_f pada suhu 298 K	: 82,93 kJ/mol
Kelarutan	: Mampu larut dalam alkohol, kloroform dan aseton.

Hazard :

- 1.) Simpan dalam keadaan tertutup dilengkapi dengan ventilasi yang baik dan jauhkan dari sumber api.

2.) Hindari kontak langsung dengan mata atau kulit karena dapat menyebabkan iritasi.

3.) Mudah terbakar jika terkena panas dan percikan api.

b. Toluene

Rumus molekul	: C_7H_8
Fase	: Gas
Berat molekul	: 92,14 g/mol
Berat jenis	: 0,86 g/ml (pada suhu 0 °C, 1 atm)
Titik beku	: 178,18 K = -94,97 °C
Titik didih	: 383,78 K = 110,63 °C
Suhu kritis, T_c	: 591,79 K = 318,64 °C
Tekanan kritis, P_c	: 4,109 MPa = 40,55 atm
ΔH°_f pada suhu 298 K	: 50 kJ/mol
Kelarutan	: Mampu larut dalam benzene, acetone, Kloroform, etanol.

Hazard :

1.) Simpan dalam keadaan tertutup dilengkapi dengan ventilasi yang baik dan jauhkan dari sumber api.

2.) Hindari kontak langsung dengan mata atau kulit karena dapat menyebabkan iritasi.

3.) Mudah terbakar jika terkena panas dan percikan api.

2. Produk

a. Biphenyl

Rumus molekul	: $C_{12}H_{10}$
Fase	: padatan
Berat molekul	: 154 g/mol
Berat jenis	: 1,04 g/ml (pada suhu 20 °C)
Titik beku	: 342,37 K = 69,22 °C
Titik didih	: 528,15 K = 255 °C
Suhu kritis, T_c	: 789,29 K = 516,14 °C
Tekanan kritis, P_c	: 3,85 MPa = 37,967 atm
ΔG°_f pada suhu 298 K	: 280,08 kJ/mol
ΔH°_f pada suhu 298 K	: 182,09 kJ/mol
Kelarutan	: Sedikit larut dalam air.

Hazard :

- 1.) Disimpan dalam tempat tertutup dengan ventilasi yang cukup.
- 2.) Apabila terhirup dapat menyebabkan saluran pernapasan ; dapat menyebabkan iritasi apabila terkena kulit dan kontak mata ; dapat menyebabkan kerusakan bibir, mulut, dan selaput mukosa apabila tertelan.
- 3.) Hindarkan kontak dengan tanah dan jauhkan dari persediaan atau saluran air.

b. Hidrogen

Rumus molekul	: H ₂
Fase	: gas
Berat molekul	: 2 g/mol
Berat jenis	: 0,071 g/cm ³ (pada suhu 30 °C)
Titik beku	: 13,95 K = -259,2 °C
Titik didih	: 20,39 K = -252,76 °C
Suhu kritis, T _c	: 33,18 K = -239,97 °C
Tekanan kritis, P _c	: 1,31 MPa = 12,96 atm
ΔG°_f pada suhu 298 K	: 0 kJ/mol
ΔH°_f pada suhu 298 K	: 0 kJ/mol

3. Persiapan Bahan Baku

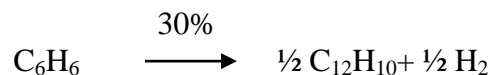
Benzene disimpan dalam Tangki Penyimpanan (T-01) pada kondisi 1 atm dan 30 °C. Benzene 99,8% dipompa sampai menjadi 2 atm kemudian dipanaskan dan diuapkan dengan Vaporizer (V-01) agar berubah fase dari benzene cair menjadi gas. Agar lebih sempurna pemisahannya, setelah dari Vaporizer (V-01) benzene dialirkan menuju Separator-01 (SP-01). Benzene gas keluaran Separator-01 (SP-01) dipanaskan dengan menggunakan Heater-01 (HE-01) sampai mencapai suhu 650 K, kemudian diumpukan dalam reaktor alir pipa.

B. Proses Pembuatan dan Pemurnian Hasil

1. Proses Pembuatan

Di dalam reaktor terjadi reaksi benzene menjadi biphenyl dan hydrogen. Reaksi dalam Reaktor (R-01) berlangsung pada fase gas dengan tekanan 2 atm dan suhu 376,85-376,76 °C serta bersifat endotermis, sehingga diperlukan media pemanas agar suhu operasi di dalam reaktor tidak terlampaui rendah. Produk yang keluar dari reaktor berupa campuran benzene, toluene, hydrogen, biphenyl.

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor :



2. Proses Pemurnian Produk

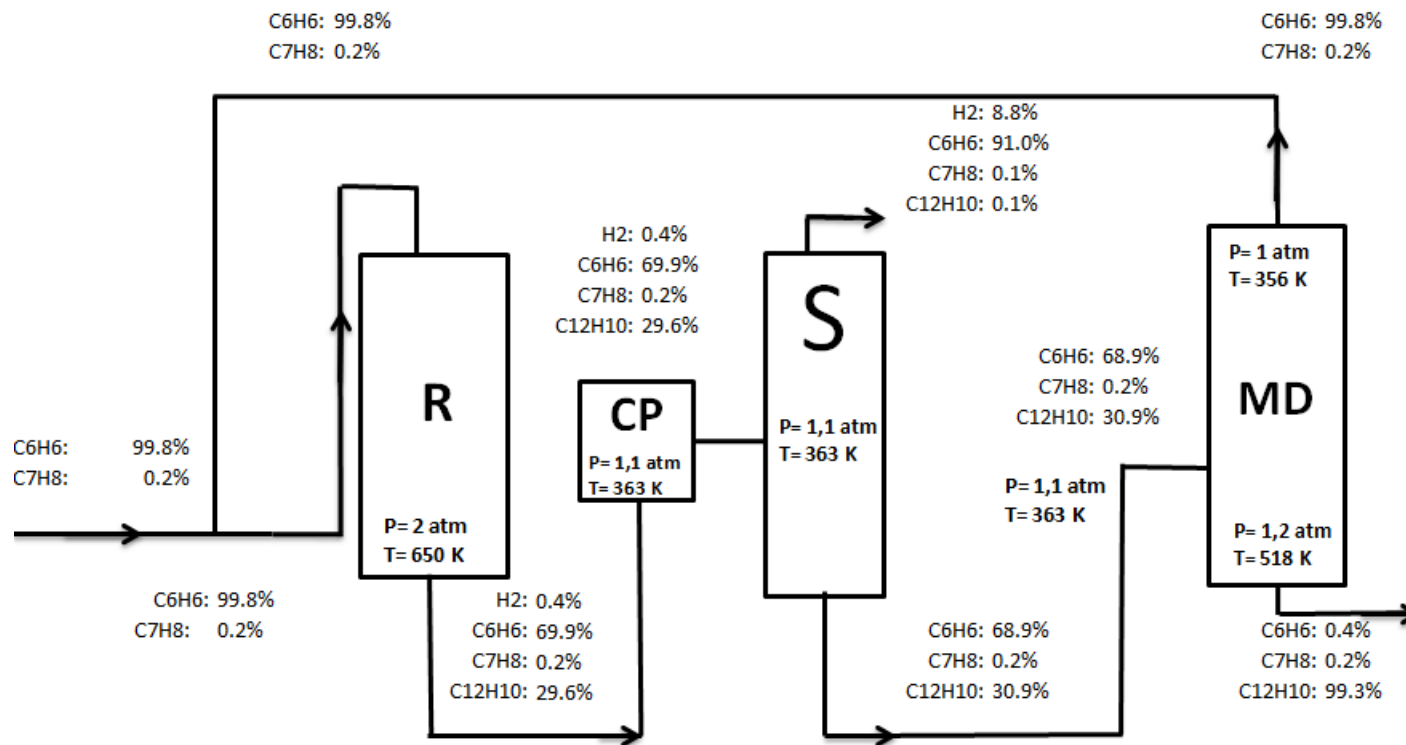
Campuran gas keluar Reaktor (R-01) didinginkan dan diembunkan dalam Kondensor Parsial (CD-01) sampai mencapai suhu 89,39 °C, kemudian masuk ke dalam Separator-01 (SP-02) untuk memisahkan gas uap berdasarkan beda fasenya. Hasil atas berupa hydrogen, benzene, toluene, biphenyl dalam fase gas dialirkan ke unit pengolahan lanjut (UPL). Sedangkan hasil bawah berupa benzene, toluene, dan biphenyl dalam fase cair dipompa dan dimasukkan ke dalam Menara Distilasi (MD-01).

Di Menara Distilasi (MD-01), benzene, toluene, dan biphenyl dipisahkan. Hasil bawah berupa biphenyl kemurnian 99,3% dengan sedikit

benzene dan toluene sedangkan hasil atas berupa benzene dengan kemurnian 99,8% serta toluene. Hasil bawah berupa biphenyl adalah produk yang diinginkan, kemudian produk diumpankan ke dalam priling tower untuk membuat produk menjadi butir-butiran padatan lalu disimpan di dalam silo (SL-01). Hasil atas berupa benzene 99,8% serta toluene direcycle menuju umpan masuk reaktor.

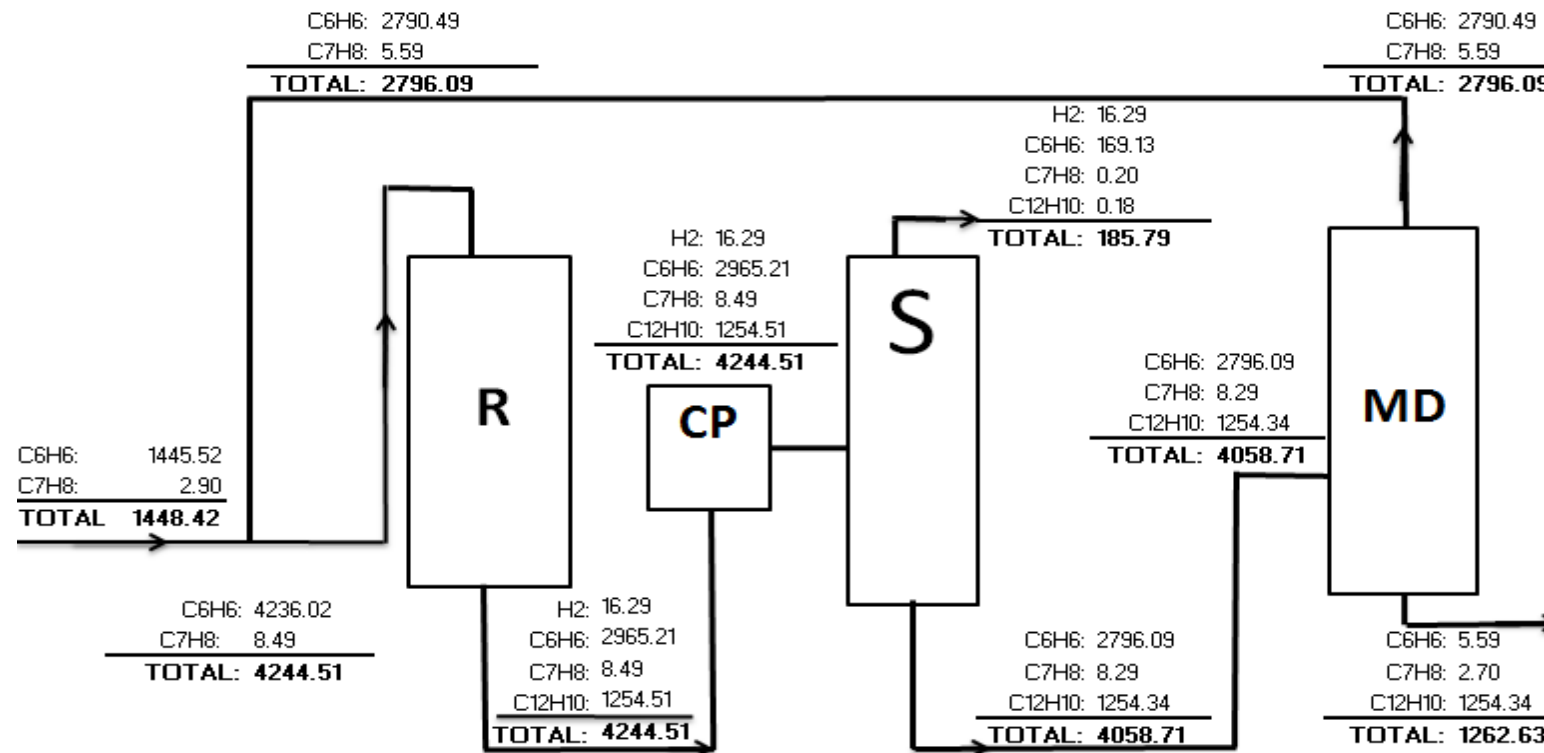
C. Diagram Alir

1. Diagram Alir Kualitatif



Gambar 2. 1. Diagram Alir Kualitatif

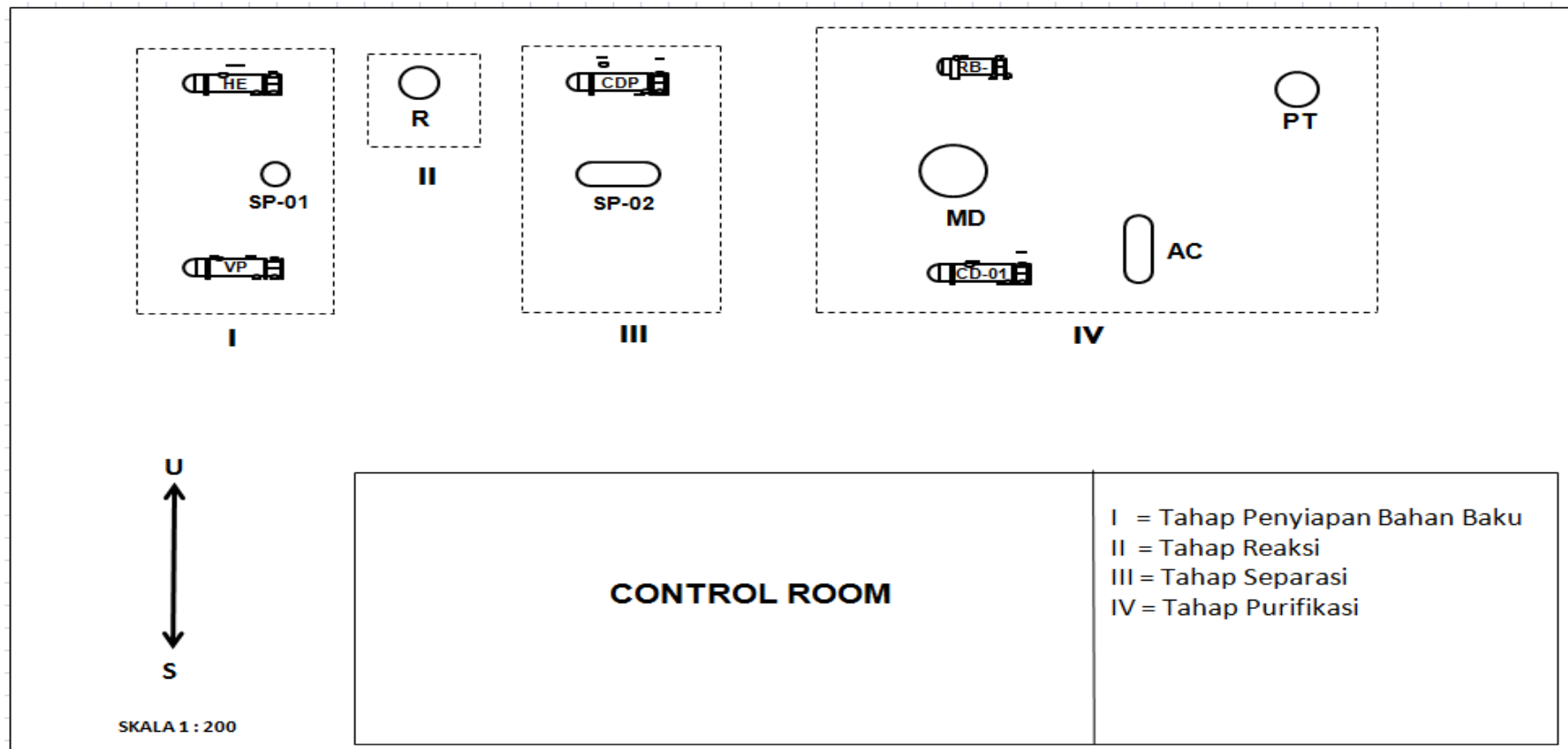
2. Diagram Alir Kuantitatif



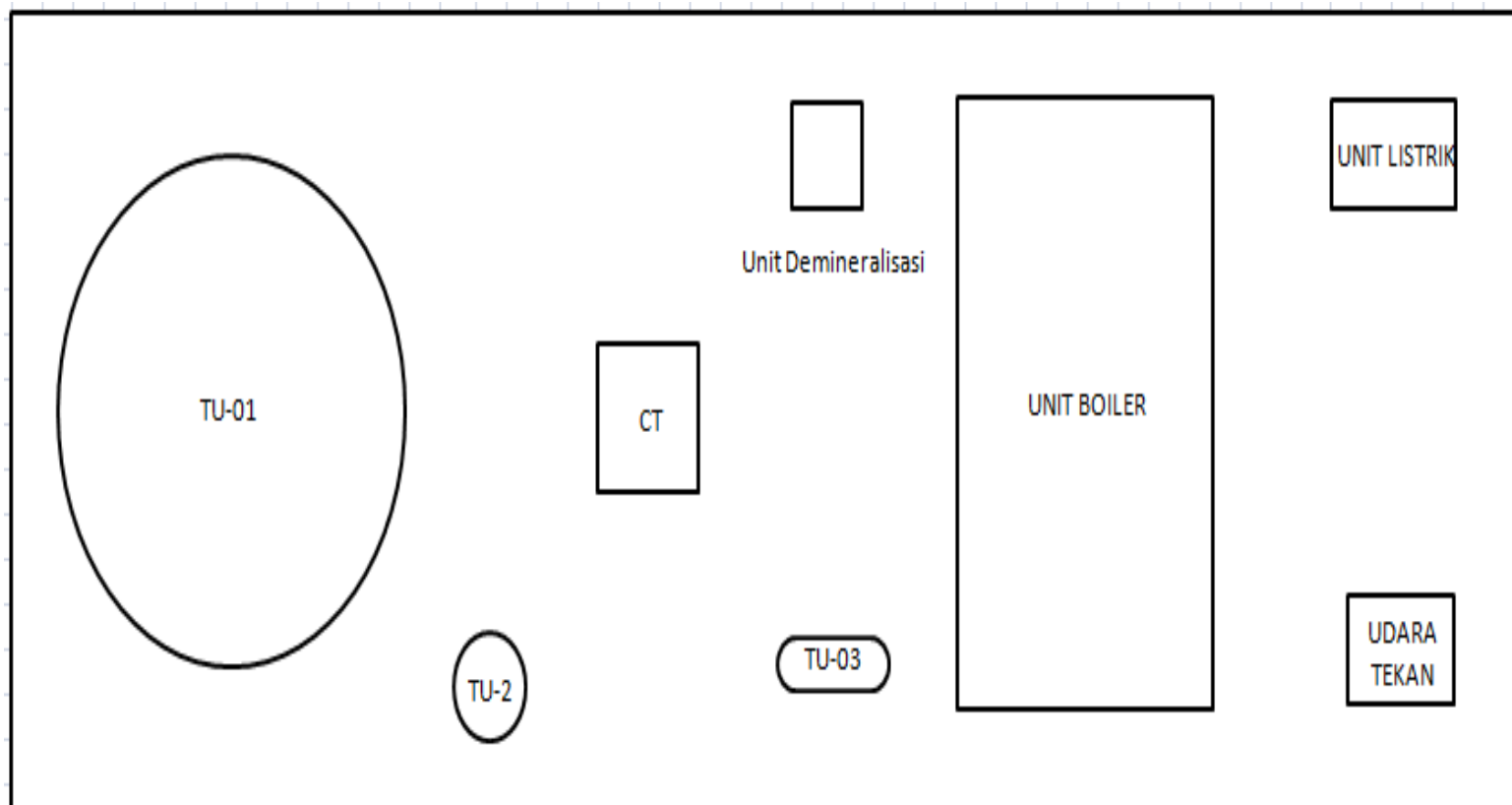
Gambar 2. 2. Diagram Alir Kuantitatif

D. Tata Letak

1. Tata Letak Alat proses dan utilitas



Gambar 2. 3. Tata Letak Alat



Gambar 2.4. Alat utilitas

2. Tata Letak Pabrik



Gambar 2. 5. Tata Letak Pabrik

E. Spesifikasi Alat Proses

1. Spesifikasi Alat Penyimpan

a. Tangki – 01 (T – 01)

Tugas : Menyimpan bahan baku C_6H_6
selama 7 hari.

Jenis alat : Tangki silinder tegak

Volume bahan (liquid), V_1 : 928,391 m³

Volume tangki, V_t : 5100 bbl : 805,8 m³

Diameter tangki, D_t : 45 ft : 13,72 m

Tinggi tangki, H_t : 18 ft : 5,49 m

Over design : 44,66%

Tebal dinding, jarak di hitung dari atas :

Lembar ke	Ft	Tebal (in)
1	0 – 6	0,1875
2	6 – 12	0,1875
3	12 – 18	0,1875

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 178 Grade C*

Jumlah : 2 unit

b. Silo (SL – 01)

Tugas : Menyimpan biphenyl selama 1 bulan dengan
kapasitas 1262,626 kg/jam

jenis alat : Tangki silinder tegak

Tekanan : 1 atm

Diameter : 8,15 m

Tinggi : 12,23 m

Jumlah : 1

Bahan konstruksi : carbon steel SA 178 Grade C

c. Akumulator (AC – 01)

Tugas : Menampung embunan yang berasal dari Kondensor (CD-02) yang berupa campuran C_6H_6 dan C_7H_8 .

Jenis alat : Tangki silinder horisontal.

Volume bahan disimpan, V_l : 1,4403 m³

Volume tangki, V_t : 2,355 m³

Diameter tangki, D_t : 1 m

Panjang tangki, L : 3 m

Over design : 36,25 %

Tebal shell, t_{shell} : 3/8 in

Tebal head, t_{head} : 3/8 in

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 178 Grade C

Jumlah : 1 unit

2. Alat Proses

a. Reaktor (R – 01)

Tugas : Mereaksikan C_6H_6 dalam fase gas sehingga menghasilkan $C_{12}H_{10}$ dan H_2 .

Jenis alat : Reaktor Alir Pipa Multitube

Kondisi operasi : Suhu masuk : 376,85 °C

	Suhu keluar	: 376,77 °C
	Tekanan	: 2 atm
Dimensi	: Diameter <i>shell</i>	: 0,5802 m
	Tebal dinding <i>shell</i>	: 0,00476 m
	Tebal <i>head</i>	: 0,00476 m
	Tinggi <i>head</i>	: 0,0064 m
	Tinggi reaktor	: 3,35 m
	Tebal isolator	: 0,2047 m
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel grade 321</i>	
Jumlah	: 1 unit	

b. Menara Distilasi (MD – 01)

Tugas : Memisahkan $C_{12}H_{10}$ dari campuran C_6H_6 dan C_7H_8 yang keluar dari Separator – 02 (SP – 02) sehingga kadar $C_{12}H_{10}$ yang dihasilkan mencapai 99,3%.

Jenis : Menara *Sieve Tray*

Kondisi operasi :

a. Puncak menara

Tekanan = 1,1 bar = 1 atm

Suhu embun, T_{embun} = 356 K = 83 °C

Suhu didih, T_{didih} = 356 K = 83 °C

b. Umpan

Tekanan = 1,12 bar = 1,1 atm

Suhu didih, T_{didih} = 362 K = 89 °C

c. Dasar menara

Tekanan	= 1,213 bar	= 1,2 atm
Suhu didih, T_{didih}	= 518 K	= 245 °C
Jumlah <i>plate</i> minimum	= 7	
Refluks minimum	= 0,999	
Refluks operasi	= 1,248	
Jumlah <i>plate</i> ideal	= 15,33	
Jumlah <i>plate</i> aktual	= 28	
Diameter menara	= 2,5 m	
Tinggi menara	= 12,36 m	
Bahan konstruksi	= Carbon Steel Grade A285 Gr A	
Jumlah	= 1 unit	

3. Alat Perpindahan Panas

a. Vaporizer (V – 01)

Tugas	: Menguapkan bahan baku C_6H_6 sebanyak 4244,51 kg/jam pada tekanan 2 atm dari tangki penyimpan dengan media pemanas <i>steam</i> jenuh pada suhu 257,16 °C.
Jenis alat	: Penukar kalor berupa <i>shell</i> dan <i>tube</i> .
Kondisi operasi	: Suhu masuk = 338,34 K = 65,19 °C Suhu keluar = 377,70 K = 104,55 °C Tekanan = 2 atm
Luas transfer panas	: 14,88 m ²

Dimensi :

	<u>Shell</u>	<u>Tube</u>
ID Shell	: 0,2540 m	OD, BWG: 0,01905 m
Pass	: 1	ID : 0,01483 m
		Pitch : 0,0238 m
		<i>triangular pitch</i>
		Panjang : 3,6576 m
		nt : 68
		Pass : 2

Bahan konstruksi : *Carbon Steel Grade A285 Gr A*

Jumlah : 1 unit

b. Heater – 01 (HE – 01)

Tugas : Memanaskan umpan Reaktor (R – 01) sebanyak 4244,506 kg/jam dari suhu 104,63 °C sampai 376,85 °C dengan media pemanas Hitech pada suhu 386,85 °C.

Jenis alat : Penukar panas *shell and tube*.

Kondisi operasi :

Suhu masuk = 377,78 K = 104,63 °C

Suhu keluar = 650 K = 376,85 °C

Tekanan = 2 atm

Luas transfer panas : 81,33 m²

Dimensi :

<u>Shell</u>	<u>Tube</u>
ID Shell : 0,5588	OD,BWG : 0,01905 m , 14
Nt : 372	ID : 0,01483 m
Pass : 1	Pitch : 0,0238 m
	<i>triangular pitch</i>
	Panjang : 3,6576 m
	<i>pass</i> : 2

Bahan konstruksi : *Carbon Steel Grade A285 Gr A*

Jumlah : 1 unit

c. Kondensor Parsial (CD – 01)

Tugas : Mengembunkan produk berupa gas campuran yang keluar dari Reaktor (R-01) sebanyak 4244,506 kg/jam dengan media air pendingin dari 30 °C sampai 50 °C.

Jenis alat : Penukar kalor berupa *shell* dan *tube*.

Kondisi operasi : Suhu masuk : 376,78 °C

Suhu keluar : 89,39 °C

Tekanan : 1,29 atm

Luas transfer panas : 38,52 m²

Dimensi :

	<u>Shell</u>	<u>Tube</u>
ID Shell	: 0,4064 in	OD, BWG : 0,01905 m

nt	: 176	ID	: 0,01483 m
<i>Pass</i>	: 2	<i>Pitch</i>	: 0,02381 m
			<i>triangular pitch</i>
		Panjang	: 3,6576 m

Bahan konstruksi : *Stainless steel grade 321*

Jumlah : 1 unit

d. Kondensor (CD – 02)

Tugas : Mengembunkan uap yang keluar puncak Menara Distilasi (MD – 01) sebanyak 6287,769 kg/jam dengan media pendingin air dari suhu 30 °C sampai 50 °C.

Jenis alat : Penukar kalor berupa *shell* dan *tube*.

Kondisi operasi : Suhu masuk = 356,06 K = 82,90 °C

Suhu keluar = 356 K = 82,85 °C

Tekanan = 1,105 atm

Luas transfer panas : 23,22 m²

Dimensi :

	<u><i>Shell</i></u>	<u><i>Tube</i></u>
ID <i>Shell</i>	: 0,3048 m	OD, BWG : 0,01905 m
nt	: 106	ID : 0,01483 m
<i>Pass</i>	: 1	<i>Pitch</i> : 0,0254 m
		triangular pitch

Panjang : 3,6576 m

Pass : 2

Bahan konstruksi : *Carbon Steel Grade A285 Gr A*

Jumlah : 1 unit

e. Reboiler (RB – 01)

Tugas : Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari dasar Menara Distilasi (MD – 01) sebanyak 12072,778 kg/jam dari suhu 244,95 °C sampai 245,02 °C dengan media *steam* 257,17 C.

Jenis alat : *Shell* dan *tube* ketel reboiler

Kondisi operasi :

Suhu masuk = 518,10 K = 244,95 °C

Suhu keluar = 518,17 K = 245,02 °C

Tekanan = 1,213 atm

Luas transfer panas : 108,57 m²

Dimensi :

	<u>Shell</u>		<u>Tube</u>
ID <i>Shell</i>	: 0,7620 m	OD, BWG	: 0,01905 m
nt	: 744	ID	: 0,01483 m
<i>Pass</i>	: 1	<i>Pitch</i>	: 0,0238 m
			<i>triangular pitch</i>
		Panjang	: 2,4384 m
		<i>Pass</i>	: 2

Bahan konstruksi : *Carbon Steel Grade A285 Gr A*

Jumlah : 1 unit

4. Alat Pemisah

a. Separator – 01 (SP – 01)

Tugas : Memisahkan C_6H_6 uap dan cair keluaran dari Vaporizer (V – 01) sebanyak 5.306,084 kg/jam.

Jenis alat : Tangki silinder vertikal

Kondisi operasi : T = 377,78 K = 104,65 °C

P = 2 atm

Diameter : 1 m

Tinggi : 3 m

Bahan konstruksi : *Carbon Steel Grade A285 Gr A*

Jumlah : 1 unit

b. Separator – 02 (SP – 02)

Tugas : Memisahkan campuran fase uap dan fase cair sebanyak 4244,506 kg/jam yang keluar dari Kondensor Parsial (CD – 01).

Jenis alat : Tangki silinder vertical

Kondisi operasi : T = 362,54 K = 89,39 °C

P = 1,12 bar = 1,1 atm

Diameter : 1 m

Tinggi : 3 m

Bahan konstruksi : *stainless steel grade 321*

Jumlah : 1 unit

c. Priling Tower

Tugas : Membutirkan Biphenyl yang keluar dari MD-01

Jenis : Menara Pembutir

Kondisi operasi : Tekanan : 1 atm

Suhu : 518,17

Diameter : 1,5 m

Tinggi : 6,39 m

Tebal : 1/16 in

Jenis bahan : stainless steel 316 SS

5. Alat Penekan Gas

a. Blower – 01 (BL – 01)

Tugas : Menekan udara sebanyak 23617,89 kg – 01
(SP – 01) dari 1 atm sampai 1,15 atm.

Jenis alat : Blower sentrifugal

Kondisi operasi : Suhu masuk = 303,15 K = 30 °C

Suhu keluar = 315,15 K = 42 °C

Tekanan masuk = 1 atm

Tekanan keluar = 1,15 atm

Kapasitas blower, F_v : 11.583,6 m³/jam

Daya penggerak, W : 0,016 kW

Motor standar : 0,5 Hp

Jumlah : 1 unit

6. Pompa Proses

a. Pompa – 01 (P – 01)

Tugas : Memompa bahan baku Benzene dari tangki unit pembelian ke Tangki Penyimpanan Benzene (T-01).

Jenis alat : Pompa sentrifugal

Lokasi : *Outdoor*

Bahan : Baja komersial

Kapasitas : 48 m³/jam

Diameter pipa : 5 in NPS, sch no. 40ST, 40S

Panjang pipa : 148,98 m

Head pompa : 5,68 m

Efisiensi pompa : 70 %

Jenis motor : Motor induksi

Kecepatan perputaran : 74,6128 rad/s

Efisiensi motor : 82,5 %

Daya motor standar : 1,5 Hp

Jumlah : 2 unit

b. Pompa – 02 (P – 02)

Tugas : Mengalirkan Benzene umpan sebanyak 4244,506 kg/jam dari Tangki Penyimpanan Benzene (T – 01) menuju Vaporizer (V – 01)

Jenis alat	: Pompa sentrifugal
Lokasi	: <i>Outdoor</i>
Bahan	: Baja komersial
Kapasitas	: 5,5261 m ³ /jam
Diameter pipa	: 2,5 in NPS, sch no. 40ST, 40S
Panjang pipa	: 86,2972 m
Head pompa	: 16,9821 m
Efisiensi pompa	: 50 %
Jenis motor	: Motor induksi
Kecepatan perputaran	: 298,45 rad/s
Efisiensi motor	: 80 %
Daya motor standar	: 0,75 Hp
Jumlah	: 2 unit

c. Pompa – 03 (P – 03)

Tugas	: Mengalirkan hasil bawah Separator – 02 (SP – 02) sebanyak 4.058,711 kg/jam menuju Menara Distilasi – 01 (MD – 01).
Jenis alat	: Pompa sentrifugal
Lokasi	: <i>Outdoor</i>
Bahan	: Baja komersial
Kapasitas	: 5,847 m ³ /jam
Diameter pipa	: 2 in NPS, sch no. 40ST, 40S
Panjang pipa	: 78,27 m

Head pompa	: 7,94 m
Efisiensi pompa	: 50 %
Jenis motor	: Motor induksi
Kecepatan perputaran	: 298,45 rad/s
Efisiensi motor	: 80 %
Daya motor standar	: 1 Hp
Jumlah	: 2 unit

d. Pompa – 04 (P – 04)

Tugas	: Mengalirkan bahan dari Akumulator (AC-01) sebanyak 6.287,769 kg/jam menuju puncak Menara Distilasi (MD-01).
Jenis alat	: Pompa sentrifugal
Lokasi	: <i>Outdoor</i>
Bahan	: Baja komersial
Kapasitas	: 8,276 m ³ /jam
Diameter pipa	: 2,5 in NPS, sch no. 40ST, 40S
Panjang pipa	: 70,0012 m
Head pompa	: 11,23 m
Efisiensi pompa	: 58 %
Jenis motor	: Motor induksi
Kecepatan perputaran	: 298,45 rad/s
Efisiensi motor	: 80 %
Daya motor standar	: $\frac{3}{4}$ Hp

Jumlah	: 2 unit
e. Pompa – 05 (P – 05)	
Tugas	: Mengalirkan bahan dari Reboiler (RB-01) sebanyak 1.262,626 kg/jam menuju Priling Tower (PT-01)
Jenis alat	: Pompa sentrifugal
Lokasi	: <i>Outdoor</i>
Bahan	: Baja komersial
Kapasitas	: 1,643 m ³ /jam
Diameter pipa	: 2 in NPS, sch no. 40ST, 40S
Panjang pipa	: 50,815 m
Head pompa	: 5,895 m
Efisiensi pompa	: 40 %
Jenis motor	: Motor induksi
Kecepatan perputaran	: 298,45 rad/s
Efisiensi motor	: 80 %
Daya motor standar	: ½ Hp
Jumlah	: 2 unit

7. Alat Pengangkut

a. Belt Conveyor (BC-01)

Tugas	: Mengangkut produk menuju BE-01
Jenis alat	: Horizontal Belt Conveyor
Kondisi operasi	: Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C

Jumlah alat : 1 unit
Lebar belt conveyer : 1,524 m
Panjang belt conveyer : 10 m
Kecepatan revolusi : 0,017 rpm
Daya motor : 0,5 Hp

b. Bucket Elevator

Tugas : Mengangkut produk menuju Silo (SL-01)

Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C

Panjang bucket : 0,15 m
Lebar bucket : 0,1 m
Tinggi bucket : 0,11 m
Tinggi BE : 4,81 m
Jumlah bucket : 12
Kecepatan BE : 6,45 rpm
Daya motor : 0,5 Hp

BAB III

NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI

A. Neraca Massa

1. Vaporizer (V-01)

Tabel 3.1. Neraca Massa di Sekitar Vaporizer (V-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Komponen	Keluar (kg/jam)	
			Uap	Cair
C6H6	5.292,525	C6H6	4.236,017	1.056,509
C7H8	13,559	C7H8	8,489	5,070
Total	5.306,084	Total	5.306,084	

2. Separator-01 (SP-01)

Tabel 3.2. Neraca Massa di Sekitar Separator-01 (SP-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Komponen	Keluar (kg/jam)	
			Hasil Atas	Hasil Bawah
C6H6	5.292,525	C6H6	4.236,017	1.056,509
C7H8	13,559	C7H8	8,489	5,070
Total	5.306,084	Total	5.306,084	

3. Heater-01 (HE-01)

Tabel 3.3. Neraca Massa di Sekitar Heater-01 (HE-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Komponen	Keluar (kg/jam)
C6H6	4.236,017	C6H6	4.236,017
C7H8	8,489	C7H8	8,489
Total	4.244,506	Total	4.244,506

4. Reaktor (R-01)

Tabel 3.4. Neraca Massa di Sekitar Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Komponen	Keluar (kg/jam)
H2		H2	16,292
C6H6	4.236,017	C6H6	2.965,212
C7H8	8,489	C7H8	8,489
C12H10		C12H10	1.254,513
Total	4.244,506	Total	4.244,506

5. Kondensor Parsial (CD-01)

Tabel 3.5. Neraca Massa di Sekitar Kondensor Parsial (CD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Komponen	Keluar (kg/jam)	
			Uap	Embunan
H2	16,292	H2	16,292	0,000
C6H6	2.965,212	C6H6	169,127	2.796,085
C7H8	8,489	C7H8	0,199	8,290
C12H10	1.254,513	C12H10	0,176	1.254,336
Total	4.244,506	Total	4.244,506	

6. Separator-02 (SP-02)

Tabel 3.6. Neraca Massa di Sekitar Separator-02 (SP-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Komponen	Keluar (kg/jam)	
			Hasil Atas	Hasil Bawah
H2	16,292	H2	16,292	0,000
C6H6	2.965,212	C6H6	169,127	2.796,085
C7H8	8,489	C7H8	0,199	8,290
C12H10	1.254,513	C12H10	0,176	1.254,336
Total	4.244,506	Total	4.244,506	

7. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.8. Neraca Massa di Sekitar Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Komponen	Keluar (kg/jam)	
			Hasil Atas	Hasil Bawah
C6H6	2.796,085	C6H6	2.790,493	5,592
C7H8	8,290	C7H8	5,592	2,698
C12H10	1.254,336	C12H10		1.254,336
Total	4,058,711	Total	4,058,711	

8. Kondensor (CD-02)

Tabel 3.9. Neraca Massa di Sekitar Kondensor (CD-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Komponen	Keluar (kg/jam)
C6H6	6.275,193	C6H6	6.275,193
C7H8	12,576	C7H8	12,576
Total	6.287,769	Total	6.287,769

9. Akumulator (AC-01)

Tabel 3.10. Neraca Massa di Sekitar Akumulator (AC-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Komponen	Keluar (kg/jam)	
			Refluks	Distilat
C6H6	6.275,193	C6H6	2.790,493	3.484,700
C7H8	12,576	C7H8	5,592	6,983
Total	6.287,769	Total	6.287,769	

10. Reboiler (RB-01)

Tabel 3.11. Neraca Massa di Sekitar Reboiler (RB-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Komponen	Keluar (kg/jam)	
			Hasil Atas	Hasil Bawah
C6H6	1.390,671	C6H6	1.385,078	5,5922
C7H8	376,404	C7H8	373,706	2,6978
C12H10	10.305,703	C12H10	9.051,367	1,254,3363
Total	12.072,778	Total	12.072,778	

B. Neraca Energi

1. Vaporizer (V-01)

Tabel 3.13. Neraca Energi di Sekitar Vaporizer (V-01)

Komponen	Masuk (kJ)	Komponen	Keluar (kJ)
C6H6	528.353,663	C6H6	2.243.803,636
C7H8	2.004,127	C7H8	6.451,604
Q Supply	1.914.358,083	Q Loss	194.460,634
Total	2.444.715,873	Total	2.444.715,873

2. Heater-01 (HE-01)

Tabel 3.14. Neraca Energi di Sekitar Heater-01 (HE-01)

Komponen	Masuk (kJ)	Komponen	Keluar (kJ)
C6H6	606.970,80	C6H6	2.681.859,67
C7H8	1.265,34	C7H8	5.590,82
Q serap	2.079.214,36		
Total	2.687.450,50	Total	2.687.450,50

3. Reaktor (R-01)

Tabel 3.15. Neraca Energi di Sekitar Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk (kJ)	Komponen	Keluar (kJ)
H2		H2	41.839,887
C6H6	2.681.859,674	C6H6	22.361,950
C7H8	5.590,821	C7H8	56,519
C12H10		C12H10	4.692,994
ΔH Reaksi	11.422,022	Q Serap	2.629.921,166
Total	2.698.872,517	Total	2.698.872,517

4. Kondensor Parsial (CD-01)

Tabel 3.16. Neraca Energi di Sekitar Kondensor Parsial (CD-01)

Komponen	Masuk (kJ)	Komponen	Keluar (kJ)
H2	83.679,775	H2	15.158,943
C6H6	1.744.232,137	C6H6	344.244,063
C7H8	5.207,704	C7H8	960,387
C12H10	722.721,074	C12H10	149.362,241
		Q serap	2.046.115,054
Total	2.555.840,689	Total	2.555.840,689

5. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.18. Neraca Energi di Sekitar Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk (kJ)	Komponen	Keluar (kJ)
H Umpan :		H Produk Atas :	
C6H6	331.068,1249	C6H6	295.639,2041
C7H8	943,9869	C7H8	569.9706
C12H10	149.348,5417		
		H Produk Bawah :	
		C6H6	2.587,6098
		C7H8	1.185,6148
		C12H10	547.637,2324
Q reboiling	3.757.853,3122	Q condensation	3.203.701,6683
		Q loss	187.892,6656
Total	4.239.213,9657	Total	4.239.213,9657

BAB IV

UTILITAS

Utilitas merupakan unit pendukung keberlangsungan proses produksi pada pabrik. Maka selain bahan baku dan bahan pembantu diperlukan kebutuhan infrastruktur terutama utilitas. Unit ini memegang peranan penting dalam produksi karena tanpa adanya unit ini maka proses produksi tidak dapat bekerja.

Unit utilitas pabrik biphenil dengan kapasitas produksi 10.000 ton/tahun ini meliputi pengolahan air, pembuatan *steam*, pengadaan listrik, penyediaan udara tekan, dan penyediaan bahan bakar.

A. Air

Air yang diperlukan untuk pabrik biphenil ini meliputi air pendingin, air untuk proses pendinginan di reaktor, air untuk *steam*, air kebutuhan kantor dan rumah tangga serta kebutuhan lain. Kebutuhan air dipenuhi dengan cara membeli dari PT. Petrokimia Gresik yang berlokasi dekat dengan lokasi berdirinya pabrik. Kebutuhan air dalam pabrik secara keseluruhan adalah:

1. Kebutuhan air untuk pendingin	= 72.660,15 kg/jam
2. Kebutuhan air untuk <i>steam</i>	= 7.298,56 kg/jam
3. Kebutuhan air kantor dan rumah tangga	= 1.355,56 kg/jam
----- (+)	
Jumlah	= 8.1314,26 kg/jam

Air yang telah dibeli tersebut diolah terlebih dahulu sebelum digunakan sesuai keperluannya sehingga memenuhi persyaratan. Setelah digunakan, ada sejumlah air yang hilang sehingga diperlukan tambahan *supply* air *make up* sebesar 11.167,93 kg/jam.

B. Steam

Steam yang dibutuhkan pada pabrik biphenil ini adalah *steam* jenuh pada suhu 257,17 °C dan tekanan 44,2 atm. *Steam* dihasilkan dari *boiler* (B – 01), kemudian digunakan pada alat-alat penukar panas yaitu vaporizer dan reboiler. Kebutuhan *steam* pada V-01 sebanyak 2.660,68 kg/jam, dan RB-01 sebanyak 4.637,88 kg/jam. Sehingga kebutuhan total *steam* di pabrik biphenil ini sebesar = 7.298,56 kg/jam.

C. Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik ini meliputi :

- a. Penerangan
- b. Sumber tenaga alat proses
- c. Sumber tenaga utilitas

Dari hasil perhitungan, kebutuhan listrik total sebesar 44,04 kWatt. Untuk kebutuhan listrik sebesar ini dipenuhi dari PLN sebesar 80 kWatt. Tetapi apabila terjadi pemadaman oleh PLN atau hal-hal lain, maka digunakan generator cadangan yang berkekuatan 100 kW dengan bahan bakar *diesel oil*.

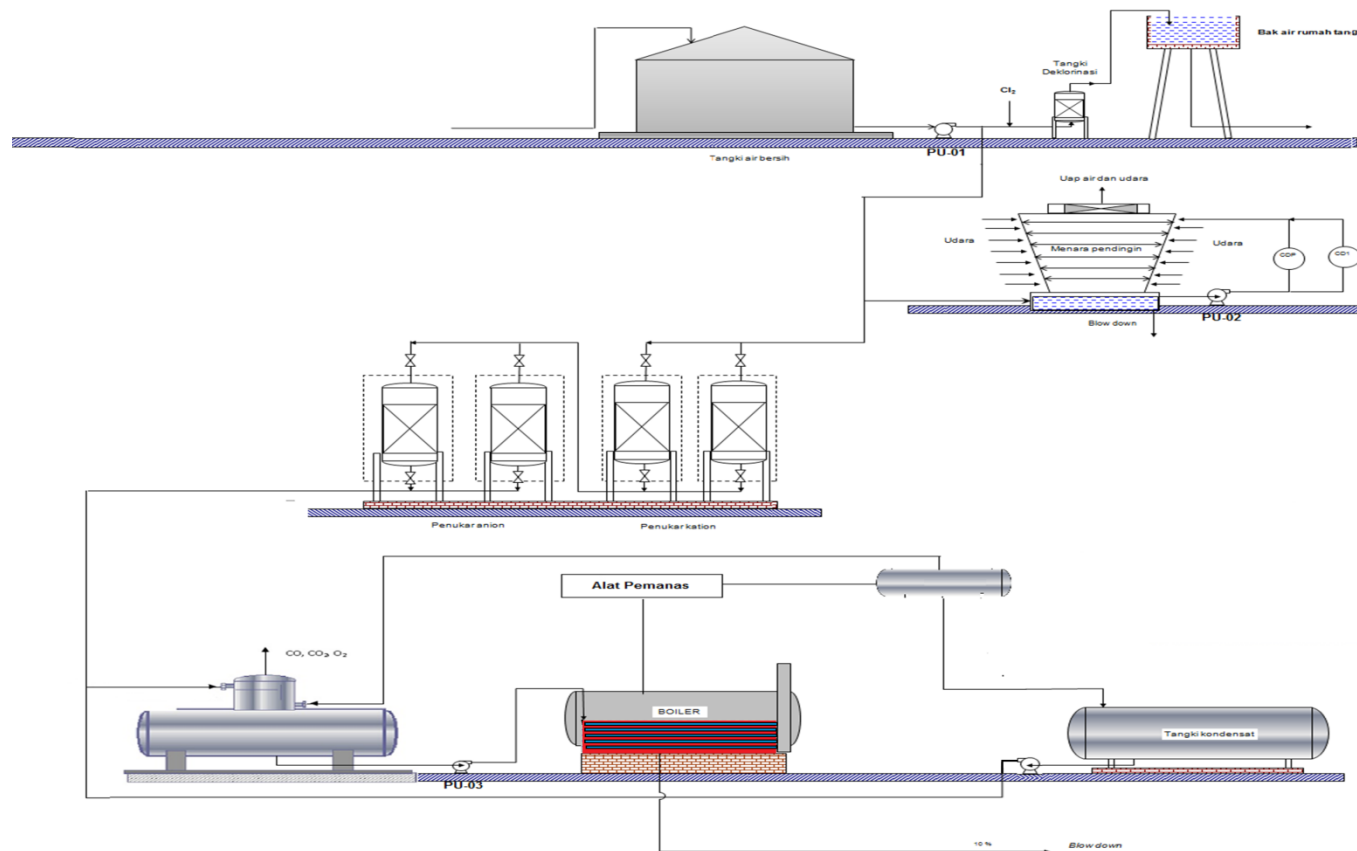
D. Kebutuhan Bahan Bakar

Kebutuhan bahan bakar minyak diesel untuk menggerakkan generator sebagai pembangkit listrik sebanyak 2.730 kg/tahun. Kebutuhan *fuel oil* untuk keperluan bahan bakar boiler sebanyak 4.277.988 kg/tahun. Kebutuhan bahan bakar furnace 1.089.396 kg/jam.

E. Kebutuhan Udara Tekan

Udara tekan digunakan untuk menggerakkan alat-alat kontrol. Udara didistribusikan dalam keadaan bersih dan kering. Untuk menaikkan tekanan udara digunakan kompresor. Kebutuhan udara tekan diperkirakan sebanyak 28,8 m³/jam.

F. Gambar Proses Utilitas



Gambar 4.1. Proses Utilitas

G. Spesifikasi Alat Utilitas

1. Tangki Air Bersih (TU – 01)

Tugas : Menampung air bersih dari PT. Petrokimia
Gresik selama 7 hari

Jenis alat = tangki silinder tegak dengan *conical roof*

Volume bahan (liquid), V_1 = 1.884,41 m³

Volume tangki, V_t = 16450 bbl = 2599,1 m³

Diameter tangki, D_t = 70 ft = 21,34 m

Tinggi tangki, H_t = 24 ft = 7,31 m

Over design = 37,93%

Tebal dinding, jarak di hitung dari atas :

Lembar ke	ft	Tebal (in)
1	0 – 6	0,25
2	6 – 12	0,25
3	12 – 18	0,25
4	18 – 24	0,25

Bahan konstruksi = *Carbon steel SA 178 Grade C*

Jumlah = 1 unit

2. Tangki Deklorinasi (TU – 02)

Tugas : Mematikan bakteri yang terikut dalam air
sanitasi dengan cara menambahkan klorin.

Jenis alat : tangki silinder vertikal

Volume bahan (liquid), V_1 = 1,36 m³

Volume tangki, V_t = 2,02 m³

Diameter tangki, D_t	= 1,37 m
Tinggi tangki, H_t	= 1,37 m
Over design	= 48,25 %
Bahan konstruksi	= <i>Carbon steel SA 178 Grade C</i>
Jumlah	= 1 unit

3. Cooling Tower (CT – 01)

Tugas	: Memulihkan suhu air bekas pendinginan dari 50 °C sampai 30 °C.
Jenis alat	: <i>cooling tower induced draft</i>
Kadar uap air dalam udara, Y'	= 0,018 kg/kg udara
Kebutuhan udara, G	= 283.479,88 kg/jam
Luas penampang <i>cooling tower</i> , A	= 17,07 m ²
Ukuran <i>cooling tower</i>	:
	Panjang, P = 4,13 m
	Lebar, L = 4,13 m
	Tinggi, H_t = 9,14 m
Daya penggerak, W	= 0,441 Hp/m ²
Motor standar	= 8 Hp
Jumlah	= 1 unit

4. Kation Exchanger (KE – 01)

Tugas	: Menghilangkan ion-ion positif yang masih terbawa dari bak air bersih.
Jenis alat	: tangki silinder tegak
Volume tangki, V_t	= 0,15 m ³
Ukuran tangki	:
Diameter, D	= 0,381 m
Tinggi, H	= 1,28 m
Volume resin	= 0,106 m ³
Tinggi resin	= 1,02 m
Waktu kerja	= 7 hari
Bahan konstruksi	= baja karbon
Jumlah	= 2 unit

5. Anion Exchanger (AE – 01)

Tugas	: Menghilangkan ion-ion positif yang masih terbawa dari bak air bersih.
Jenis alat	: tangki silinder tegak
Volume tangki, V_t	= 0,0467 m ³
Ukuran tangki	:
Diameter, D	= 0,381 m
Tinggi, H	= 0,4096 m
Volume resin	= 0,034 m ³

Tinggi resin	= 0,3277 m
Waktu kerja	= 7 hari
Bahan konstruksi	= baja karbon
Jumlah	= 2 unit

6. Tangki H₂SO₄ (TU – 04)

Tugas	: Melarutkan NaCl untuk regenerasi penukar kation.
Jenis alat	: Tangki silinder tegak
Kebutuhan H ₂ SO ₄	= 3,4066 kg
Massa air	= 64,726 kg
Volume larutan, V ₁	= 0,0685 m ³
Volume tangki, V _t	= 0,090 m ³
Ukuran tangki	:
Diameter, D	= 0,48 m
Tinggi, H	= 0,48 m
Pengaduk	: manual
Jumlah	: 1 unit

7. Tangki NaOH (TU – 05)

Tugas	: Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar anion
Jenis alat	: Tangki silinder tegak
Kebutuhan NaOH	= 1,090 kg
Massa air	= 20,712 kg

Volume larutan, V_1	= 0,0219m ³
Volume tangki, V_t	= 0,0263 m ³
Diameter tangki, D	= 0,3324 m
Tinggi tangki, H	= 0,3324 m
Pengaduk	: Pengaduk manual.
Jumlah	: 1 unit

8. Tangki Air Umpan Boiler (TU – 06)

Tugas	: Menyimpan air umpan <i>boiler</i> selama 8 jam
Jenis alat	: Tangki silinder horizontal
Volume bahan (liquid), V_1	= 64,55 m ³
Volume tangki, V_t	= 77,46 m ³
Diameter tangki, D_t	= 3,2 m
Panjang tangki, L	= 9,6 m
Over design	= 20 %
Bahan konstruksi	=Carbon steel SA 178 Grade C
Jumlah	= 1 unit

9. Tangki Kondensat (TU – 07)

Tugas	: Menyimpan air yang berasal dari steam yang terkondensasi selama 1 jam
Jenis alat	: Tangki silinder horizontal
Volume bahan (liquid), V_1	= 7,33 m ³

Volume tangki, V_t	= 8,79 m ³
Diameter tangki, D_t	= 1,55 m
Panjang tangki, L	= 4,65 m
Over design	= 20 %
Bahan konstruksi	=Carbon steel SA 178 Grade C
Jumlah	= 1 unit

10. Tangki Na₂HPO₄·2H₂O (TU – 08)

Tugas : Menampung larutan natrium hidrofosfat yang digunakan dalam tangki umpan air boiler (TU – 06)

Jenis alat : Tangki silinder vertikal tegak

Volume bahan (liquid), V_1	= 0,958 m ³
Volume tangki, V_t	= 1,15 m ³
Diameter tangki, D_t	= 1,13 m
Tinggi tangki, H_t	= 1,13 m
Over design	= 20 %
Bahan konstruksi	=Carbon steel SA 178 Grade C
Jumlah	= 1 unit

11. Boiler (B – 01)

Fungsi : Membuat steam jenuh bersuhu 257,17 °C dengan tekanan 44,2 atm

Jenis alat : *Water tube boiler*

Spesifikasi tube :

OD	= 0,75 in
ID	= 0,62 in
BWG	= 16
L	= 16 ft
Jumlah tube	= 563

12. Tangki Bahan Bakar Boiler (TU – 09)

Tugas : Menyimpan bahan bakar *boiler* (B – 01)
untuk kebutuhan selama 1 bulan.

Jenis : Tangki silinder horisontal

Volume bahan bakar, V_1 = 396,05 m³

Volume tangki, V_t = 464,26 m³

Diameter tangki, D_t = 5,82 m

Panjang tangki, L = 17,5 m

Over design = 17,22 %

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 178 Grade C*

Jumlah : 1 unit

13. Blower – 02 (BL – 02)

Tugas : Mengalirkan udara ke dalam *boiler* (B –

	01)
Jenis	: Blower sentrifugal
Kapasitas blower, Fv	: 9.398,56 kg/jam
Head blower, W	: 12,1418 ft/stage
Motor standar	: 0,5 Hp
Jumlah	: 1 unit

14. Pompa Utilitas – 01 (PU – 01)

Tugas	: Mengalirkan air sebanyak 11.167,93 kg/jam dari Tangki Air Bersih (TU-01) menuju basin dan deaerator.
Jenis alat	: Pompa sentrifugal
Lokasi	: Outdoor
Bahan	: Baja komersial
Kapasitas	: 10,8 m ³ /jam
Diameter pipa	: 3 in NPS, sch no. 40ST, 40S
Panjang pipa	: 491,44 m
Head pompa	: 22,46 m
Efisiensi pompa	: 70 %
Jenis motor	: Motor induksi
Kecepatan perputaran	: 99,48 rad/s
Efisiensi motor	: 83%
Daya motor standar	: 2 Hp

Jumlah : 2 unit

15. Pompa Utilitas – 02 (PU – 02)

Tugas : Mendistribusikan air sebanyak 72.660,15 kg/jam dari dasar menara pendingin ke puncak menara pendingin (CT-01)

Jenis alat : Pompa sentrifugal

Lokasi : Outdoor

Bahan : Baja komersial

Kapasitas : 72 m³/jam

Diameter pipa : 8 in NPS, sch no. 40ST, 40S

Panjang pipa : 814,85 m

Head pompa : 10,11 m

Efisiensi pompa : 85 %

Jenis motor : Motor induksi

Kecepatan perputaran : 99,48 rad/s

Efisiensi motor : 83 %

Daya motor standar : 5 Hp

Jumlah : 2 unit

16. Furnace

Tugas : mengembalikan suhu hitec sebanyak 17.905,99 kg/jam

Jenis alat : Furnace

Data :

Suhu masuk <i>Hitec</i> (T_1)	= 564,2 K
Suhu Keluar <i>Hitec</i> (T_2)	= 660 K
Tekanan	= 1,5 bar
Kecepatan <i>massa Hitech</i>	= 17.905,99 kg/jam
Jenis bahan bakar	= <i>Fuel oil</i>
Ukuran pipa	= 2,5 in NPS, 40 ST, 40 S
Diameter luar, OD	= 2,875 in = 0,0730 m
Diameter dalam, ID	= 2,469 in = 0,0627 m
Panjang pipa , L	= 16 ft = 0,4064 m

17. Kompresor Udara (KU – 01)

Tugas	: Menekan udara sebanyak 28,8 m ³ /jam dari tekanan 1 atm menjadi 4 atm.
Jenis	: Kompresor sentrifugal
Kapasitas kompresor	: 33,7 kg/jam
Head kompresor, W	: 4.073,1215 ft/stage
Motor standar	: 0,5 Hp
Jumlah	: 1 unit

18. Tangki Silika (TU – 10)

Tugas	: Menyerap uap air yang terbawa oleh udara tekan.
Jenis alat	: Tangki silinder vertikal diisi dengan silika.

Volume silika, V_1 : 0,1002 m³

Volume tangki, V_t : 0,15 m³

Diameter tangki, D_t : 0,58 m

Tinggi tangki, H_t : 0,58 m

Bahan konstruksi : Baja karbon.

Jumlah : 2 unit

19. Tangki Udara Tekan (TU – 11)

Tugas : Menampung udara tekan

Jenis alat : Tangki silinder horisontal

Volume tangki, V_t : 10,8 m³

Diameter tangki, D_t : 1,66 m

Tinggi tangki, H_t : 4,98 m

Bahan konstruksi : baja karbon

Jumlah : 1 buah

20. Tangki Bahan Bakar Generator (TU – 12)

Tugas : Menyimpan bahan bakar untuk generator

Jenis alat : Tangki silinder horisontal

Volume tangki, V_t : 0,213 m³

Diameter tangki, D_t : 0,5 m

Tinggi tangki, H_t : 1,5 m

Bahan konstruksi : baja karbon

Jumlah : 1 unit

BAB V

MANAJEMEN PERUSAHAAN

A. Bentuk Badan Usaha

Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT) yaitu perusahaan yang terdiri dari pemegang saham dan berbentuk badan hukum. Dasar pertimbangan pemilihan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas adalah sebagai berikut:

1. Kontinuitas perusahaan sebagai badan hukum lebih terjamin sebab tidak tergantung pada pemegang saham, di mana pemegang saham dapat berganti-ganti.
2. Pemegang saham memiliki tanggung jawab yang terbatas terhadap adanya hutang-hutang perusahaan. Ini berarti resiko pemegang saham hanya terbatas sampai besarnya modal yang disetorkan.
3. Dapat memperluas lapangan usaha karena lebih mudah memperoleh tambahan modal dengan menjual saham-saham baru.
4. Mudah memindahkan hak pemilik dengan menjual saham kepada orang lain.
5. Manajemen dan sosialisasi yang baik memungkinkan pengelolaan sumber-sumber modal secara efisien.
6. Pemegang saham melalui rapat umum dapat memilih Dewan Direksi yang cakap dan berkualitas untuk menjalankan perusahaan.

Bentuk perusahaan ini dipimpin oleh direksi yang terdiri dari seorang direktur utama dan dibantu oleh manajer-manajer. Direktur dipilih oleh rapat umum anggota, yang dipilih menjadi direktur tidak selalu orang yang memiliki saham, dapat juga orang lain. Pekerjaan direksi sehari-hari diawasi oleh rapat umum para pemilik saham.

Dewan komisaris berhak mengadakan pemeriksaan sendiri atau dibantu akuntan pabrik apabila perusahaan tidak berjalan sebagaimana mestinya. Direksi dan komisaris dipilih kembali oleh rapat umum pemilik saham setelah masa jabatan habis. Kekuasaan tertinggi dalam perseroan terbatas adalah rapat umum para pemilik saham yang biasanya dilakukan satu tahun sekali.

B. Struktur Organisasi

Sistem organisasi perusahaan yang dipilih yaitu sistem organisasi fungsional. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugas kerja, dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Kekuasaan mengalir secara langsung dari direksi kemudian ke manager diteruskan ke karyawan-karyawan dibawahnya.

1. Klasifikasi Pegawai

Klasifikasi kepegawaian terutama berdasarkan latar belakang pendidikan formal. Beberapa jabatan penting masih ditambah dengan

persyaratan lain diantaranya adalah pengalaman kerja, kepribadian, pendidikan khusus serta beberapa persyaratan lainnya.

2. Sistem Penggajian

Sistem gaji pada karyawan dilaksanakan pada setiap awal bulan dan besarnya gaji disesuaikan dengan jabatan atau golongan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, dan keahlian yang dimiliki.

3. Rencana Kerja

Dalam kegiatan operasi, pabrik beroperasi selama 24 jam secara kontinyu setiap hari selama 330 hari dalam satu tahun. Karyawan dibagi menjadi dua kelompok yaitu karyawan *shift* dan karyawan *non shift*.

a. Karyawan *shift*

Karyawan *shift* merupakan tenaga yang secara langsung menangani produksi. Kelompok kerja *shift* ini dibagi menjadi 3 *shift* sehari, masing-masing bekerja selama 8 jam, sehingga harus dibentuk 4 kelompok dimana setiap hari 3 kelompok bertugas dan 1 kelompok istirahat, dengan pola dari hari ke-1 hingga seterusnya dan berulang seperti tertera pada tabel berikut ini:

Tabel 5.1. Jadwal Karyawan Shift

Group	Hari									
	Sabtu	Minggu	Senin	Selasa	Rabu	Kamis	Jum'at	Sabtu	Minggu	Senin
A	I	I	I	II	II	III	III	*	*	*
B	II	II	II	III	III	*	*	I	I	I
C	III	III	III	*	*	I	I	II	II	II
D	*	*	*	I	I	II	II	III	III	III

Keterangan :

A,B,C,D : kelompok kerja *shift*

* : Libur

I : Pukul 07.00 – 15.00

II : Pukul 15.00 – 23.00

III : Pukul 23.00 – 07.00

b. Karyawan *non shift*

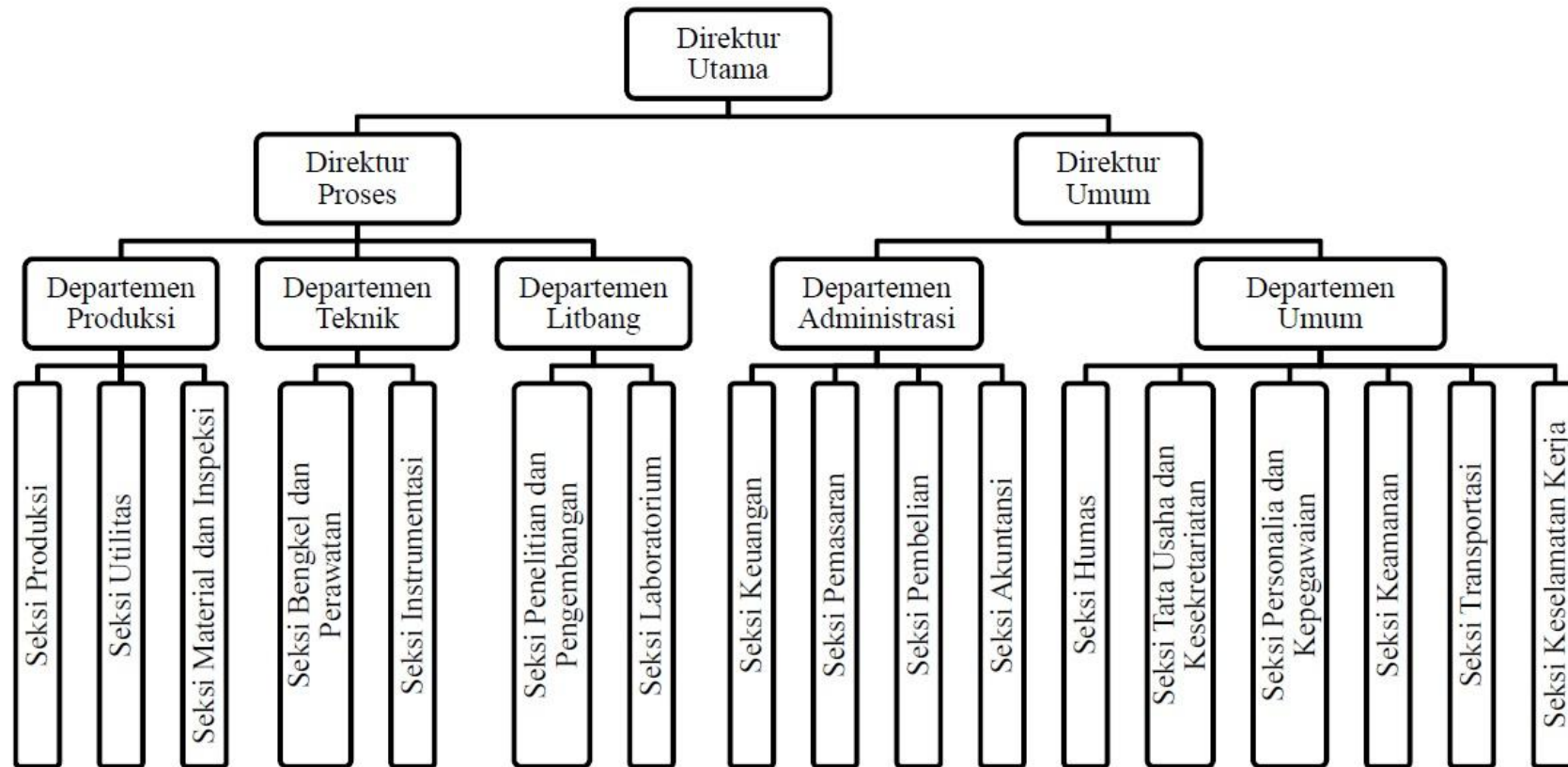
Karyawan *non shift* merupakan karyawan yang tidak langsung menangani proses produksi, yang termasuk kelompok ini adalah kepala seksi ke atas dan semua karyawan bagian umum. Karyawan *non shift* bekerja selama 5 hari kerja dalam satu minggu dan libur pada hari sabtu dan minggu serta hari-hari besar agama ataupun hari nasional. Sehingga total kerjanya 40 jam dalam satu minggu. Dengan pengaturan sebagai berikut :

Senin – Kamis : Pukul 08.00 – 17.00

Pukul 12.00 – 13.00 (istirahat)

Jumat : Pukul 08.00 – 17.00

Pukul 11.30 – 13.00 (istirahat)



Gambar 5.1. Struktur Organisasi

4. Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif. Jumlah tenaga kerja yang direncanakan untuk pabrik Biphenyl adalah:

Jabatan	Jumlah
Direktur Utama	: 1
Sekretaris Direktur Utama	: 2
Direktur	: 2
Sekretaris Direktur	: 2
Staf Direktur	: 4
Kepala Departemen	: 5
Kepala Seksi	: 17
Supervisor	: 10
Staf (shift)	: 68
Staf (non shift)	: 59
Satpam	: 20
Supir	: 7
Dokter	: 2
Perawat	: 4
Petugas kantin	: 6
<i>Cleaning service</i>	: 11
	_____ +
Jumlah Tenaga Kerja	: 220

5. Jaminan Sosial

Untuk meningkatkan kesejahteraan para karyawan maka perusahaan selain memberikan gaji bulanan juga memberikan fasilitas dan jaminan sosial sebagai berikut:

- a. Tunjangan istri/suami dan anak, antara lain :
 - Tunjangan istri/ suami sebesar 25% dari gaji pokok
 - Tunjangan anak sebesar 2 % dari gaji pokok
- b. Fasilitas perumahan dinas yang diberikan kepada karyawan atau pimpinan perusahaan sesuai dengan kemajuan dan keuntungan perusahaan.
- c. Fasilitas kesehatan bagi karyawan, istri atau suami dan anak karyawan berupa sebuah poliklinik. Jika penyakit memerlukan penanganan khusus akan dirujuk ke rumah sakit rujukan.
- d. Pakaian kerja 3 buah lengkap dengan alat-alat untuk perlindungan terhadap keselamatan kerja sebanyak 2 kali dalam setahun.
- e. Fasilitas transportasi berupa bus pegawai bagi karyawan yang rumahnya jauh dari lokasi pabrik.
- f. Fasilitas olah raga.
- g. Fasilitas pendidikan berupa kursus dan pelatihan yang diselenggarakan oleh perusahaan.
- h. Fasilitas peribadatan berupa masjid di lingkungan perusahaan.
- i. Uang bonus setiap tahun yang besarnya disesuaikan dengan keuntungan perusahaan dan uang tunjangan hari raya.

- j. Hak pensiun bagi karyawan yang telah memasuki masa pensiun.

C. Evaluasi Ekonomi

Untuk perkiraan harga alat digunakan sumber dari majalah Chemical Engineering tahun 2008, Peters dan Timmerhaus, "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", 1991, 4th ed., halaman 163, dan website www.che.com. Dengan mengambil harga indeks pada tahun 1955 sebesar 184; indeks tahun 2007 sebesar 525,4 dan indeks tahun 2012 sebesar 570,1. Kurs Dollar pada tanggal 29 Juli 2014, US\$ 1 = Rp. 12.129,- (sumber: www.bi.go.id)

Harga jual produk adalah US\$ 2,83 / kg atau Rp. 34.325,- / kg.

Untuk mengetahui kelayakan pabrik ini, maka dilakukan evaluasi ekonomi sebagai berikut :

1. Fixed Capital Investment (FCI)

Tabel 5.2. Fixed Capital Investment

No.	Komponen	Rp.	\$
1.	DPC	28.618.213.615,-	3.496.530
2.	Contractor Fee (5% DPC)	1.430.910.680,-	174.827
3.	Contingency (15% DPC)	4.292.732.042,-	524.480
Total		34.341.856.338,-	4.195.836

2. Manufacturing Cost (MC)

Tabel 5.3. Manufacturing Cost

No.	Komponen	Rp.	\$
1.	DMC	234.553.836.375,-	144.756
2.	IMC	14.043.507.000,-	
3.	FMC	5.494.697.014,-	671.334
Total		254.092.040.390,-	816.090

3. *Working Capital (WC)***Tabel 5.4. Working Capital**

No.	Komponen	Rp.	\$
1.	<i>Raw Material Inventory</i> (100% MC/bulan)	17.392.213.425,-	
2.	<i>In Process Inventory</i> (150% MC/12 bulan)	10.587.168.350,-	34.004
3.	<i>Product Inventory</i> (100% MC/bulan)	21.174.336.699,-	68.008
4.	<i>Extended Credit</i> (200% MC/bulan)	57.208.450.000,-	
5.	<i>Available Cash</i> (100% MC/bulan)	21.174.336.699,-	68.008
Total		127.536.505.173,-	170.019

4. *General Expense (GE)***Tabel 5.5. General Expense**

No.	Komponen	Rp.	\$
1.	Administrasi (3% MC)	7.622.761.212,-	24.483
2.	Sales Expense (5% MC)	12.704.602.019,-	40.805
3.	Research (2% Sa)	8.581.267.500,-	
4.	Finance (2% MC)	5.081.840.808,-	16.322
Total		33.990.471.539,-	81.609

5. *Sales (Sa)*

Kapasitas = 10.000.000 kg/tahun

Sa = \$ 28.300.000

= Rp. 343.250.700.001,-

6. Analisis Kelayakan Ekonomi

a. *Return of Investment (ROI)*

Return of Investment adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun berdasarkan kecepatan pengembalian modal

yang diinvestasikan. Dari hasil perhitungan didapatkan ROI sebelum pajak 50,38 % dan ROI sesudah pajak 32,75 %.

b. *Pay out Time* (POT)

Pay Out Time adalah waktu yang dibutuhkan (dalam tahun) untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun setelah ditambah dengan penyusutan. Hasil perhitungan menunjukkan nilai POT sebelum pajak 1,65 tahun dan POT sesudah pajak 2,34 tahun.

c. *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point adalah kondisi jika perusahaan hanya mampu menjual sebesar tertentu (%) kapasitas produk maka hasil penjualannya hanya mampu untuk membayar biaya pengeluaran total sehingga pabrik dikatakan tidak untung maupun tidak rugi. Nilai BEP didapatkan pada 40,33 % kapasitas produksi.

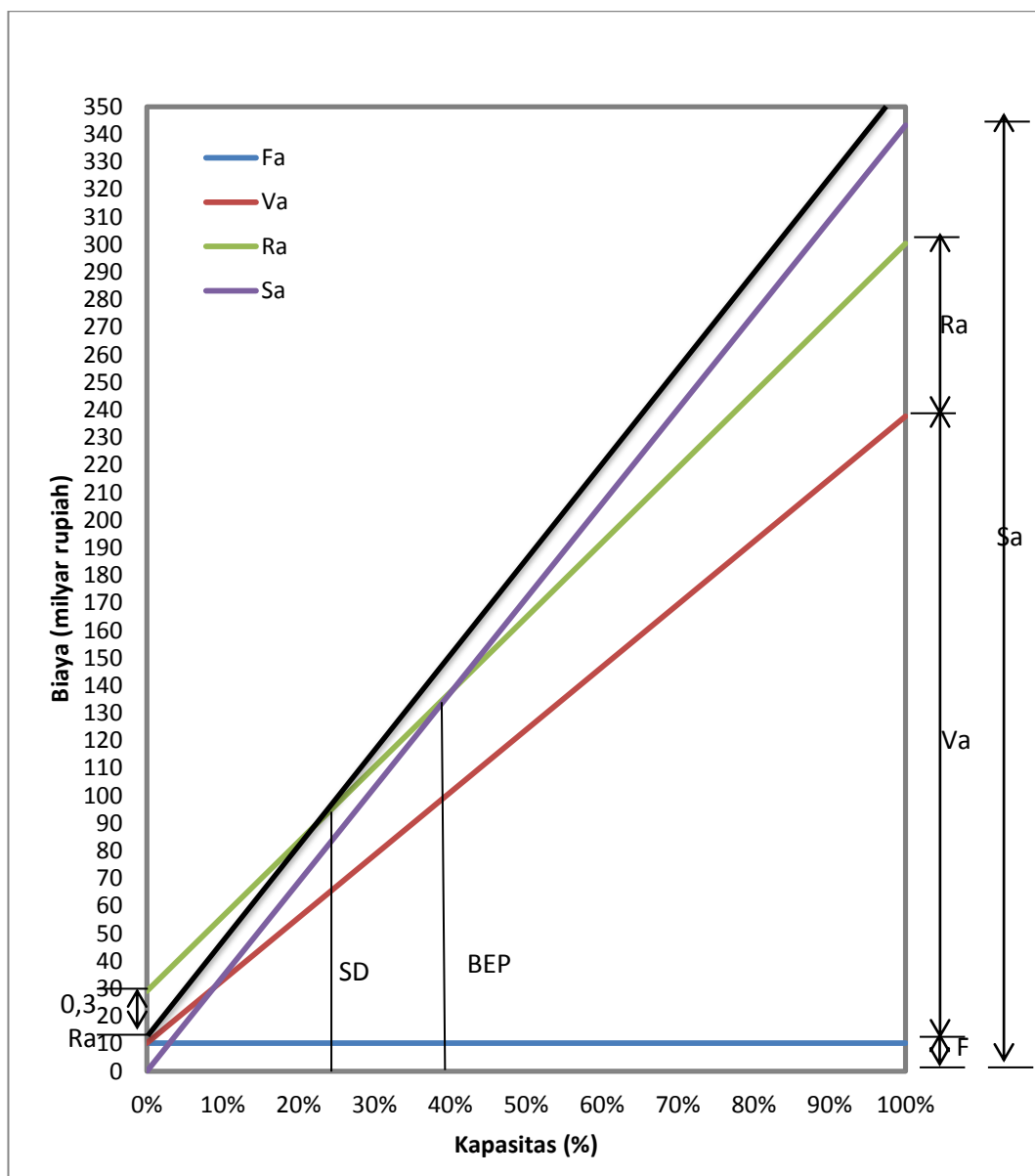
d. *Shut Down Point* (SDP)

Shut Down Point adalah kondisi jika hasil penjualan produk pada sebesar tertentu (%) kapasitas maka hanya mampu untuk membayar *Fixed Cost* dan tidak mampu membayar pengeluaran yang lain sehingga lebih baik pabrik tutup. Dari hasil perhitungan diperoleh SDP pada 26,12 % kapasitas produksi.

e. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate adalah sistem perhitungan tingkat suku bunga usaha dari suatu

investasi (FCI dan *working capital*) selama waktu tertentu (misal 10 tahun) yang diperoleh dari pendapatan berupa *cashflow* (*profit*, depresiasi, *finance*) yang dihitung per 1 tahun dengan perhitungan bunga berganda dari tahun 10 ke tahun sekarang. Nilai i yang diperoleh sebesar 23 %.



Gambar 5.2. Grafik Ekonomi

BAB VI

KESIMPULAN

Ditinjau dari teknik yang meliputi pengadaan alat-alat produksi, penerapan teknologi, bahan baku, proses produksi, hasil produksi dan tenaga kerja maka pabrik Biphenyl dengan kapasitas produksi 10.000 ton/tahun menarik untuk dikaji lebih lanjut.

Ditinjau dari segi ekonomi, maka pabrik ini juga layak untuk dikaji lebih lanjut. Ini didasarkan atas tolak ukurnya dari Aries Newton sebagai berikut:

Tabel 6.1. Analisis Kelayakan Ekonomi Pabrik

Hal	Aries Newton	Hasil Perhitungan
Harga jual		Rp. 34.325,- / kg
Laba sebelum pajak		Rp. 42.946.507.227,-
Laba sesudah pajak		Rp. 27.915.229.698,-
ROI sebelum pajak	Minimum 44 %	50,38 %
ROI sesudah pajak		32,75 %
POT sebelum pajak	Maksimum 2 tahun	1,65 tahun
POT sesudah pajak		2,34 tahun
BEP	(40 – 60) %	40,33%
SDP		26,12 %
DCFR		23,00 %

DARTAR PUSTAKA

- Aries, R.S. and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc. Graw Hill Book Co., New York.
- Brown, G.G., 1978, *Unit Operation*, John Wiley and Sons Inc., Wiley Eastern Limited, Charles E. Tuttle co, New York.
- Brownell, L. E., and Young E. H., 1959, *Process Equipment Design*, John Wiley and Sons, New York.
- Faith, W.L., Lowenheim, F.A., Moran, M.K., 1975, *Faith, Keyes, and Clark's Industrial Chemicals*, 4th ed., John Willey and Sons, New York.
- Geankopolis, C.J., 1993, *Transport Processes and Unit Operations*, 3rd ed., Prentice-Hall, Inc., New Jersey.
- Karrassik, I.J., 2001, *Pumps Handbook*, 3rd ed., Mc. Graw Hill, New York.
- Kern, D.Q., 1950, *Process Heat Transfer*, Mc. Graw Hill Kogakusha Ltd, Tokyo.
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1964, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 2nd ed., vol. 5, Intersci.Pub.Ad.of John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Ludwig, E.E., 2001, *Applies Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, 3rd ed., vol. 1, 2, 3, Gulf Pub. Co., Houston.
- Mc Cabe, W.L., Smith, J.C, dan Harriott, P., 1985, *Unit Operation of Chemical Engineer*, 3rd ed., Mc. Graw Hill Book Co., New York.
- Megyesy, E.F., 1999, *Pressure Vessel Handbook*, 10th ed., Butherfold, London.
- Lange, N.A., 1934, *Lange's Handbook of Chemistry*, Mc. Graw Hill Book Co. Inc., New York.
- Perry, R.H., and Green , D., 1984, *Perry's Chemical Engineers Handbook*, 8th ed., Mc. Graw Hill Book Co., New York.
- Peter, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1991, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 4th ed., Mc. Graw Hill Kogakusha Ltd., Tokyo.
- Powell, S.T., 1954, *Water Conditioning for Industry*, 1st ed., Mc. Graw Hill, New York.
- Reid, Robert C., 1988, *The Properties of Gasses and Liquids*, 4th ed., Mc. Graw Hill Company, Tokyo.

Smith, R., 2005, *Chemical Process Design and Integration*, John Wiley and Sons Ltd., USA.

Towler, G., and Sinnott, R., 2008, *Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*, Elsevier Inc., UK.

Treyball, R.E., 1984, *Mass Transfer Operation*, 3rd ed., Mc. Graw Hill Kogakusha Ltd., Tokyo.

Ullmann, *Encyclopedia of Industry Chemistry*, 6th ed., Wiley Vch, New York.

Walas, S.M., 1990, *Chemical Process Equipment*, Butterworth-Heinemann, USA.

White, F.M., *Fluid Mechanics*, 4th ed., Mc. Graw Hill, New York.

Winkle, M.V., 1967, *Distillation*, Mc. Graw Hill Book Co., New York.

Yaws, C.L., 1999, *Chemical Properties Handbook*, Mc. Graw Hill Co., Inc., New York.

<http://www.alibaba.com/product-gs/564873853/biphenyl.html>

<http://www.bi.go.id/web/id/Moneter/KursBankIndonesia/KursTransaksi/>

<http://www.matche.com/>

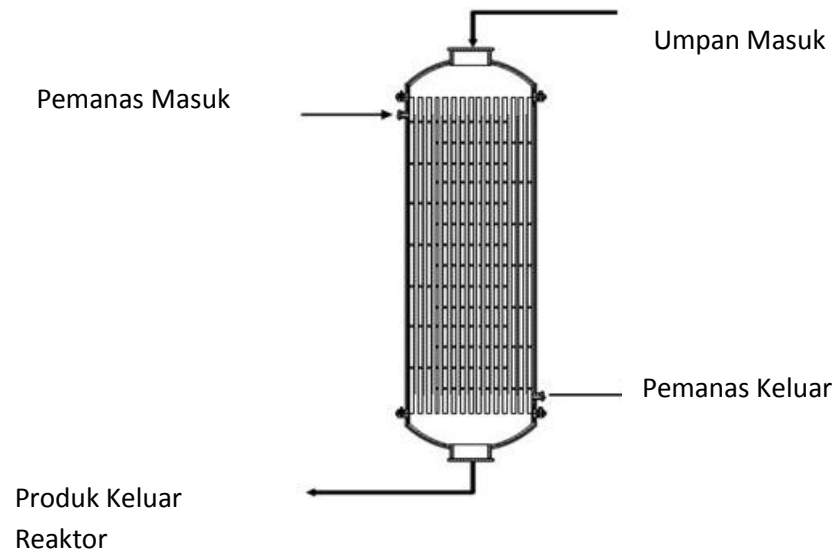
REAKTOR (R – 01)

Tugas : Mereaksikan C_6H_6 dalam fase gas sehingga menghasilkan $C_{12}H_{10}$ dan H_2

Jenis alat : Reaktor Alir Pipa

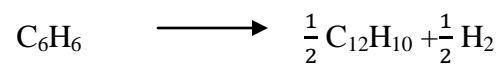
Kondisi operasi : T : $376,85 - 376,77$ °C

P : 2 atm



Gambar Reaktor – 01. Reaktor Alir Pipa Multitubular

Reaksi yang terjadi :



Konversi : 90 % terhadap C_6H_6

Komposisi bahan masuk reaktor :

Tabel Reaktor – 01. Komposisi Bahan Masuk Reaktor

Komponen	BM (kg/kgmol)	kg/jam	kmol/jam
C_6H_6	78	2799,3	35,888
C_7H_8	92,14	8,466	0,0918
Total		2.808	35,97

Langkah perhitungan :

1. Penyusunan persamaan matematis
2. Persamaan pendukung
3. Penyelesaian persamaan matematis
4. Perhitungan pelengkap

Asumsi :

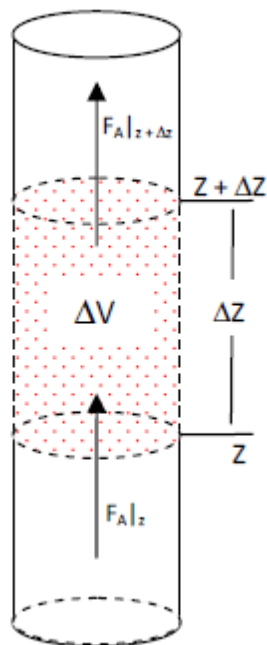
1. Reaktor bekerja pada kondisi tunak
2. Tidak terjadi gradient konsentrasi ke arah radial
3. Aliran dalam reaktor mengikuti aliran sumbat.

1. Penyusunan Persamaan Matematis

Dihitung dengan cara membuat neraca massa dan neraca panas dalam volume ΔV . Sebagai pereaksi pembatas dipilih C_6H_6 .

a. Neraca massa C_6H_6 pada elemen volume ΔV

Tinjauan elemen pipa :



$F_{A|z}$ = Kecepatan massa C_6H_6 masuk
pada elemen volume ΔV , (kmol/s)

$F_{A|z+\Delta z}$ = Kecepatan massa C_6H_6 keluar
pada elemen volume ΔV , (kmol/s)

Δz = Panjang pipa pada elemen volume,
(m)

ΔV = Elemen volume, (m^3)

Gambar Reaktor – 02. Neraca Massa pada Elemen Volume ΔV

Neraca massa :

Kecepatan massa masuk – kecepatan massa keluar + kecepatan massa yang bereaksi dalam elemen volume = akumulasi

Pada keadaan tunak, akumulasi = 0

$$F_{A|z} - F_{A|z+\Delta z} + (-r_A) \cdot \Delta V = 0$$

$$FA|_Z - FA|_{Z+\Delta Z} = -(-r_A) \cdot \Delta V$$

Dimana :

$$\Delta V = A \cdot \Delta z$$

$$A = \frac{\pi \cdot ID^2}{4}$$

Maka persamaan menjadi :

$$FA|_Z - FA|_{Z+\Delta Z} = -(-r_A) \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4} \cdot \Delta z$$

$$\frac{FA|_Z - FA|_{Z+\Delta Z}}{\Delta z} = -(-r_A) \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4}$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{FA|_Z - FA|_{Z+\Delta Z}}{\Delta z} = -(-r_A) \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4}$$

$$\frac{-dFA}{dz} = -(-r_A) \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4}$$

Dimana :

$FA = FA_0 (1 - X_A)$, sehingga persamaan menjadi :

$$\frac{-dFA_0(1 - X_A)}{dz} = -(-r_A) \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4}$$

$$\frac{FA_0 \cdot dX_A}{dz} = (-r_A) \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4}$$

$$\frac{FA_0 \cdot dX_A}{dz} = (-r_A) \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4}$$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{(-r_A) \cdot \pi \cdot ID^2}{4 \cdot FA_0} \dots\dots\dots (1)$$

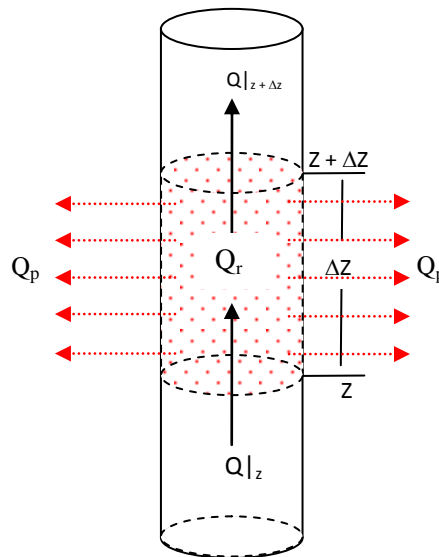
Dimana :

$\frac{dX_A}{dz}$ = perubahan konversi per satuan panjang

ID = Diameter dalam pipa, (m)

FA₀ = Kecepatan massa C₆H₆ masuk reaktor (kmol/jam)

b. Neraca panas dalam elemen volume ΔV



Gambar Reaktor – 03. Neraca Panas pada Elemen Volume ΔV

$Q|_z$ = Kecepatan panas komponen masuk pada elemen volume ΔV ,
(kJ/s)

$Q|_{z+\Delta z}$ = Kecepatan panas komponen keluar pada elemen volume ΔV ,
(kJ/s)

Q_r = Panas yang timbul karena reaksi dalam elemen volume ΔV ,
(kJ/s)

Q_p = Panas yang diserap pendingin dalam elemen volume ΔV ,
(kJ/s)

Δz = Panjang pipa pada elemen volume ΔV , (m)

Neraca panas :

Kecepatan panas masuk – kecepatan panas keluar + panas yang timbul karena reaksi dalam sistem – panas yang diserap pendingin dalam sistem = akumulasi.

Pada keadaan tunak, akumulasi = 0

$$Q|_z - Q|_{z+\Delta z} + Q_R + Q_P = 0$$

$$Q|_z - Q|_{z+\Delta z} + (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \Delta V - U_d \cdot A \cdot (T_g - T_p) = 0$$

$$Q|_z - Q|_{z+\Delta z} + (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot A \cdot \Delta z - U_d \cdot A \cdot (T_g - T_p) = 0$$

$$Q|_z - Q|_{z+\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4} \cdot \Delta z + U_d \cdot \pi \cdot OD$$

$$\cdot \Delta z \cdot (T_g - T_p)$$

$$\frac{Q|_z - Q|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4} + U_d \cdot \pi \cdot OD \cdot (T_g - T_p)$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{Q|_z - Q|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4} + U_d \cdot \pi \cdot OD \cdot (T_g - T_p)$$

$$\frac{-dQ}{dz} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4} + U_d \cdot \pi \cdot OD \cdot (T_g - T_p)$$

Dimana :

$$Q = \Sigma F_i \cdot C_{p_{gi}} (T_g - T_{reff})$$

$$\frac{d\Sigma F_i \cdot C_{p_{gi}} (T_g - T_{reff})}{dz} = (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4} - U_d \cdot \pi \cdot OD \cdot (T_g - T_p)$$

Jika $\Sigma F_i \cdot C_{p_{gi}}$ dianggap tetap, maka persamaan neraca panas menjadi :

$$\frac{dT_g}{dz} = \frac{(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4} - U_d \cdot \pi \cdot OD \cdot (T_g - T_p)}{\Sigma F_i \cdot C_{p_{gi}}} \dots \dots \dots (2)$$

Dimana :

Q = Kecepatan panas yang dibawa oleh gas (kJ/s)

Q_R = Panas yang timbul karena reaksi dalam elemen volume (kJ/s)

Q_p = Panas yang diserap oleh media pendingin dalam elemen volume (kJ/s)

U_d = Koefisien transfer panas gabungan (kJ/m²sK)

ΔH_R = Panas reaksi (kJ/kmol.K)

T_g = Suhu gas dalam reaktor (K)

T_p = Suhu media pendingin (K)

Δz = Tinggi Reaktor (m)

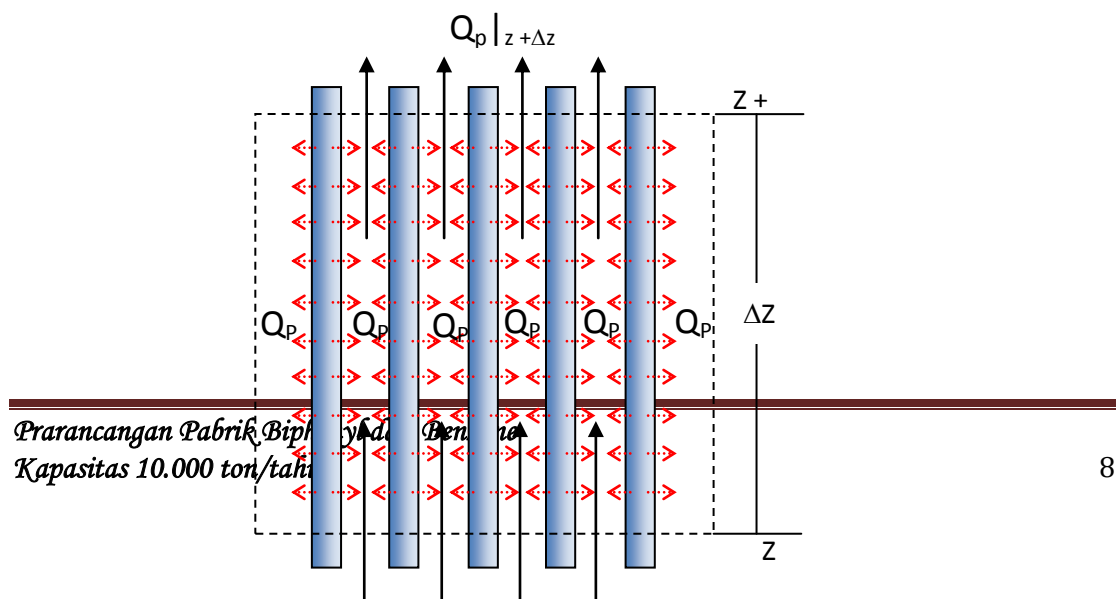
OD = Diameter luar (m)

F_i = Kecepatan mol masing-masing komponen (kmol/s)

C_{pgi} = Kapasitas panas masing-masing komponen (kJ/kmol.K)

T_{reff} = Suhu referensi (K)

c. Neraca panas media pemanas dalam elemen volume



**Gambar Reaktor – 04. Neraca Panas Media Pemanas
pada Elemen Volume ΔV**

Neraca panas :

Kecepatan panas masuk – kecepatan panas keluar + kecepatan penyerapan panas dalam sistem = akumulasi.

Pada keadaan tunak, akumulasi = 0

$$Q_p|_z - Q_p|_{z+\Delta z} + Q_p = 0$$

$$Q_p|_z - Q_p|_{z+\Delta z} + U_d \cdot A \cdot (T_g - T_p) \cdot np = 0$$

$$Q_p|_z - Q_p|_{z+\Delta z} = -U_d \cdot \pi \cdot OD \cdot \Delta z \cdot (T_g - T_p) \cdot np$$

$$\frac{Q_p|_z - Q_p|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -U_d \cdot \pi \cdot OD \cdot (T_g - T_p) \cdot np$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{Q_p|_z - Q_p|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -U_d \cdot \pi \cdot OD \cdot (T_g - T_p) \cdot np$$

$$-\frac{dQ_p}{dz} = -U_d \cdot \pi \cdot OD \cdot (T_g - T_p) \cdot np$$

Dimana :

$$Q_p = \Sigma F_p \cdot C_{p_p} (T_p - T_{reff})$$

$$\frac{d\Sigma F_p \cdot C_{p_p}(T_p - T_{\text{reff}})}{dz} = U_d \cdot \pi \cdot OD \cdot (T_g - T_p) \cdot n_p$$

Jika $\Sigma F_p \cdot C_{p_p}$ dianggap tetap, maka persamaan matematis menjadi :

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{U_d \cdot \pi \cdot OD \cdot (T_g - T_p) \cdot n_p}{F_p \cdot C_{p_p}} \dots \dots \dots (3)$$

d. Penurunan Tekanan

Persamaan penurunan tekanan dihitung dengan persamaan (*chapter 11, Rase) Chemical Reactor Design for Process Plant.*

$$F = \frac{\Delta P \cdot 2g \cdot \rho \cdot D}{4 \cdot G^2 \cdot L} ; L = \Delta Z$$

$$F = 0,0035 + \frac{0,264}{(D \cdot G / \mu)^{0,42}}$$

$$\frac{\Delta P}{\Delta Z} = \frac{4 \cdot G^2 \cdot f}{2 \cdot g \cdot \rho \cdot D}$$

Dari neraca massa dan neraca panas dalam elemen volume ΔV , diperoleh persamaan-persamaan sebagai berikut :

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{(-r_A) \cdot \pi \cdot ID^2}{4 \cdot FA_0} \dots \dots \dots (1)$$

$$\frac{dT_g}{dz} = \frac{(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4} - Ud \cdot \pi \cdot OD \cdot (T_g - T_p)}{\Sigma F_i \cdot Cp_{gi}} \dots \dots \dots (2)$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{Ud \cdot \pi \cdot OD \cdot (T_g - T_p) \cdot np}{F_p \cdot Cp_p} \dots \dots \dots (3)$$

$$\frac{dP}{dz} = \left[\frac{4 \cdot f \cdot G^2}{2 \cdot g \cdot \rho \cdot D} \right] \dots \dots \dots (4)$$

Persamaan-persamaan tersebut merupakan persamaan differensial biasa orde 1 yang dapat diselesaikan secara simultan.

2. Persamaan Pendukung

a. Data fisik :

1.) Kapasitas panas masing-masing komponen

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C. L., “*Chemical Properties Handbook*” (1999), Mc Graw Hill, New York :

$$C_{pg} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Dengan hubungan :

C_{pg} = Kapasitas panas (joule/mol.K)

A, B, C, D = Konstanta

T = Suhu operasi (K)

Tabel Reaktor – 02. Data Kapasitas Panas

Komponen	A	B	C	D	E
H2	2.54E01	2.02E-02	-3.85E-05	3.19E-08	-8.76E-12

C6H6	3.14E01	4.75E-01	-3.11E-04	8.52E-08	-5.05E-12
C7H8	2.41E01	5.22E-01	-2.98E-04	6.12E-08	1.26E-12
C12H10	2.92E01	7.67E-01	-3.43E-04	-3.77E-08	4.62E-11

2.) Konduktivitas termal fase gas

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C. L., “*Chemical Properties Handbook*” (1999), Mc Graw Hill, New York :

$$k_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

Dengan hubungan :

k_{gas} = konduktivitas termal fase gas (W/m.K)

A, B, C = Konstanta

T = Suhu operasi (K)

Tabel Reaktor – 03. Data Konduktivitas Termal Fase Gas

Komponen	A	B	C
H2	3,95E-02	4,59E-04	-6,49E-08
C6H6	-5,65E-03	3,45E-05	6,93E-08
C7H8	-7,76E-03	4,49E-05	6,45E-08
C12H10	-7,88E-03	4,29E-05	3,46E-08

3.) Viskositas fase gas

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C. L., “*Chemical Properties Handbook*” (1999), Mc Graw Hill, New York:

$$\mu_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

Dengan hubungan :

μ_{gas} = viskositas fase gas (micropoise)

A, B, C = konstanta

T = suhu operasi (K)

Tabel Reaktor – 04. Data Viskositas Fase Gas

Komponen	A	B	C
H2	2.78E+01	2.12E-01	-3.28E-05
C6H6	-1.51E-01	2.57E-01	-8.98E-06
C7H8	1.79E+00	2.36E-01	-9.35E-06
C12H10	-1.35E+01	2.41E-01	-2.93E-05

b. Variabel rancangan :

Pada perhitungan reaktor alir pipa ini, besaran yang digunakan sebagai variabel perancangan adalah :

- 1.) Suhu reaktan masuk (K)
- 2.) Tekanan reaktor (atm)
- 3.) Suhu media pendingin masuk (K)
- 4.) Bilangan reynold
- 5.) Kecepatan massa media pendingin yang diperlukan

c. Ukuran Pipa

Dipilih berdasarkan Rase, H.F., “*Chemical Reactor Design for Process Plant*” (1977), John Wiley and Son, Inc., N.Y., Vol. I, hal. 535. Ukuran pipa (diameter dalam dan luar pipa) yang digunakan berkisar antara 1 - 2 inchi.

d. Jumlah Pipa

Jumlah pipa yang diperlukan dihitung berdasarkan bilangan Reynold yang digunakan

$$Re = \frac{ID Gp}{\mu}$$

Dimana :

Gp = Fluks masa aliran dalam pipa (kg/ m.s²)

ID = diameter dalam pipa (m)

Re = bilangan Reynold

Fluks massa dihitung dengan persamaan :

$$Gp = \frac{Fm}{Np Ap}$$

Dimana :

Ap = luas aliran dalam pipa (m²)

Fm = kecepatan masa total (kg/s)

Np = jumlah pipa

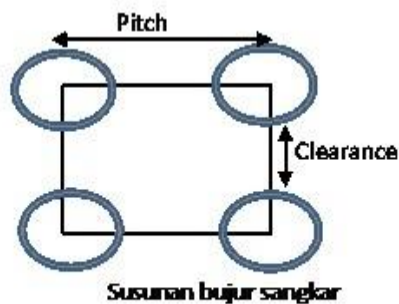
Kemudian disubstitusi ke persamaan Reynold, sehingga diperoleh :

$$Re = \frac{ID Fm}{\mu Np Ap}$$

$$N_p = \frac{ID F_m}{\mu Re A_p}$$

e. Susunan Pipa

Pipa di dalam reaktor dapat disusun secara triangular, bujur sangkar atau bujur sangkar yang dirotasi. Dalam perancangan ini, dipilih susunan bujur sangkar karena dari segi pembersihannya lebih mudah dan *pressure drop* kecil.



Gambar Reaktor – 05. Susunan Pipa Bujur Sangkar

f. Diameter Ekuivalen

Untuk susunan bujur sangkar, diameter ekuivalen dihitung dengan persamaan:

$$De = \frac{4 \left(\text{Pitch}^2 - \frac{\pi OD^2}{4} \right)}{\frac{1}{2} \pi OD}$$

Dimana:

D_e = diameter ekivalen (m)

Pitch = jarak antara 2 pusat lingkaran pipa (m)

OD = diameter luar pipa [m]

Sumber: Kern, D.Q., “*Process Heat Transfer*” (1950), Mc Graw Hill, hal 138.

g. Diameter Selongsong (*Shell*)

Untuk susunan bujur sangkar dihitung dengan persamaan:

$$N_p = \frac{[(ID_s - K_1)^2 \pi / 4 + K_2] - \text{Pitch} (ID_s - K_1) [K_3 (\text{nps}) + K_4]}{(\text{pitch})^2}$$

Dimana:

N_p = jumlah pipa di dalam *shell*

ID_s = diameter dalam *shell* [m]

Pitch = pitch pipa

nps = nomor *passes* pipa

Nilai konstanta K_1 , K_2 , K_3 , dan K_4 untuk susunan bujur sangkar :

K_1 = -1,04

K_2 = -0,10

K_3 = 0,43

K_4 = -0,25

Sumber: Ludwig, E.E., "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", edisi III, vol 3, halaman 36.

h. Koefisien perpindahan kalor gabungan (U_d)

Dari persamaan 6.12 halaman 108 Kern, D.Q., "Process Heat Transfer" (1950), koefisien perpindahan kalor gabungan (U_d) dihitung berdasarkan persamaan korelasi berikut :

$$R_d = \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c}$$

Dimana :

R_d = resistansi termal terhadap pengotor ($m^2 \cdot s \cdot K/kJ$)

U_c = koefisien perpindahan kalor gabungan bersih ($kJ/m^2 \cdot s \cdot K$)

U_d = koefisien perpindahan kalor gabungan design ($kJ/m^2 \cdot s \cdot K$)

Persamaan R_d disusun kembali menjadi :

$$\frac{1}{U_d} = \frac{R_d U_c + 1}{U_c}$$

$$U_d = \frac{U_c}{R_d U_c + 1}$$

i. Koefisien perpindahan panas gabungan (U_c)

Dari persamaan 6.7 halaman 106 Kern, D.Q., "Process Heat Transfer" (1950).

$$U_c = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o}$$

Dimana:

h_{i0} = Koefisien perpindahan panas dalam pipa yang dinyatakan dalam permukaan luar pipa, $\text{kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$

h_o = Koefisien perpindahan panas dalam *shell*, $\text{kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$

Koefisien perpindahan kalor dalam pipa dihitung dengan persamaan berikut :

$$h_i = 0.021 \frac{k_{thav}}{ID} Re^{0.8} Pr^{1/3} + 0.22 * Re^{0.8} Pr^{0.4}$$

Koefisien perpindahan kalor dalam selongsongan dihitung dengan persamaan berikut :

$$h_o = 0.36 \frac{k_{th}}{ID} Re^{0.55} Pr^{1/3}$$

Dimana :

De = diameter ekivalen (m)

k_{th} = konduktivitas termal (kJ/ m s K)

k_{thav} = konduktivitas termal rata-rata (kJ/ m s K)

$$k_{thav} = \frac{\sum y_i K_{thi} \sqrt[3]{Mr_i}}{\sum y_i \sqrt[3]{Mr_i}}$$

3. Penyelesaian Persamaan Matematis

Persamaan matematis diselesaikan dengan cara Euler :

$$z_{n+1} = z_n + \Delta z$$

$$XA_{n+1} = XA_n + \Delta XA$$

$$Tg_{n+1} = Tg_n + \Delta Tg$$

$$Tp_{n+1} = Tp_n + \Delta Tp$$

$$Pt_{n+1} = Pt_n + \Delta Pt$$

Hasil penyelesaian persamaan-persamaan tersebut diperoleh hasil berikut, yaitu tabel hubungan antara tebal katalis, konversi, suhu dan tekanan.

Tabel Reaktor – 05. Tinggi Katalis, Konversi, Suhu dan Tekanan

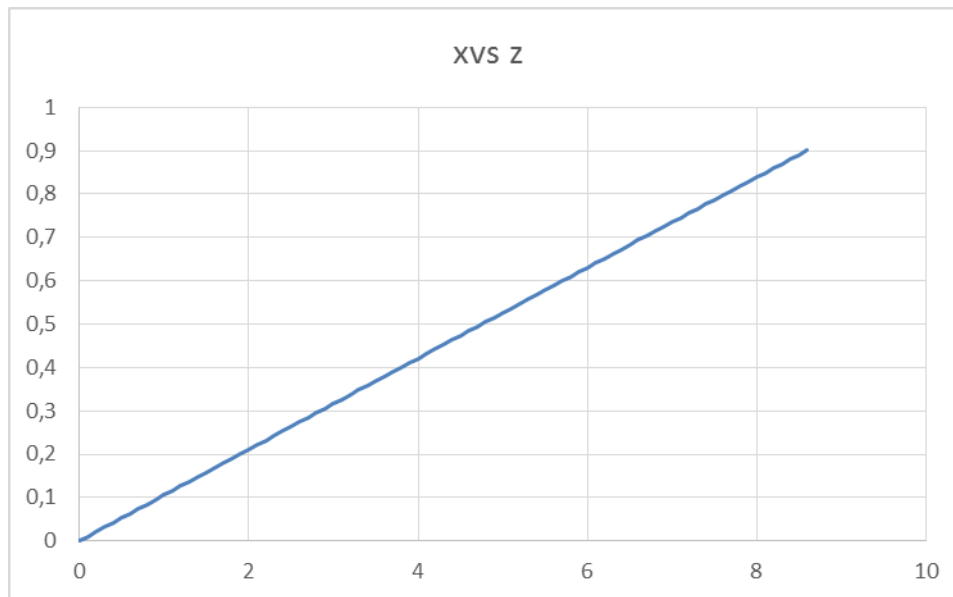
Tinggi	xa	Tg [C]	Tp [C]	Pt [atm]
0	0	376,85	386,8500	2,0265
0,1	0,010589	376,8472	385,5331	2,026366
0,2	0,021176	376,8443	384,2304	2,026231
0,3	0,031761	376,8415	382,9419	2,026097
0,4	0,042343	376,8386	381,6674	2,025962
0,5	0,052922	376,8358	380,4069	2,025828
0,6	0,063499	376,8329	379,1601	2,025693
0,7	0,074073	376,8301	377,9271	2,025559
0,8	0,084645	376,8272	376,7077	2,025424
0,9	0,095215	376,8244	375,5018	2,02529
1	0,105782	376,8215	374,3093	2,025155

1,1	0,116346	376,8187	373,1300	2,025021
1,2	0,126908	376,8159	371,9639	2,024886
1,3	0,137468	376,813	370,8108	2,024752
1,4	0,148025	376,8102	369,6707	2,024617
1,5	0,158579	376,8073	368,5434	2,024483
1,6	0,169132	376,8045	367,4288	2,024348
1,7	0,179681	376,8017	366,3269	2,024214
1,8	0,190228	376,7988	365,2374	2,024079
1,9	0,200773	376,796	364,1603	2,023945
2	0,211315	376,7932	363,0955	2,02381
2,1	0,221855	376,7903	362,0428	2,023676
2,2	0,232392	376,7875	361,0022	2,023541
2,3	0,242927	376,7847	359,9736	2,023406
2,4	0,253459	376,7818	358,9568	2,023272
2,5	0,263989	376,779	357,9517	2,023137
2,6	0,274516	376,7762	356,9583	2,023003
2,7	0,285041	376,7733	355,9764	2,022868
2,8	0,295563	376,7705	355,0058	2,022734
2,9	0,306083	376,7677	354,0466	2,022599
3	0,316601	376,7648	353,0986	2,022465
3,1	0,327116	376,762	352,1617	2,02233
3,2	0,337628	376,7592	351,2357	2,022196
3,3	0,348138	376,7564	350,3207	2,022061
3,4	0,358646	376,7535	349,4164	2,021927
3,5	0,369151	376,7507	348,5227	2,021792
3,6	0,379654	376,7479	347,6397	2,021658
3,7	0,390154	376,7451	346,7671	2,021523
3,8	0,400652	376,7422	345,9048	2,021389
3,9	0,411147	376,7394	345,0529	2,021254
4	0,42164	376,7366	344,211	2,02112
4,1	0,43213	376,7338	343,3793	2,020985
4,2	0,442618	376,7309	342,5574	2,020851
4,3	0,453103	376,7281	341,7455	2,020716
4,4	0,463586	376,7253	340,9432	2,020582
4,5	0,474067	376,7225	340,1507	2,020447
4,6	0,484545	376,7197	339,3676	2,020313
4,7	0,49502	376,7169	338,5941	2,020178
4,8	0,505493	376,714	337,8299	2,020044

4,9	0,515964	376,7112	337,0749	2,019909
5	0,526432	376,7084	336,3291	2,019775
5,1	0,536898	376,7056	335,5924	2,01964
5,2	0,547361	376,7028	334,8647	2,019506
5,3	0,557822	376,7	334,1458	2,019371
5,4	0,568281	376,6972	333,4357	2,019237
5,5	0,578737	376,6943	332,7343	2,019102
5,6	0,58919	376,6915	332,0415	2,018968
5,7	0,599641	376,6887	331,3573	2,018833
5,8	0,61009	376,6859	330,6814	2,018699
5,9	0,620536	376,6831	330,0138	2,018564
6	0,630979	376,6803	329,3545	2,01843
6,1	0,641421	376,6775	328,7033	2,018295
6,2	0,65186	376,6747	328,0602	2,018161
6,3	0,662296	376,6719	327,4251	2,018026
6,4	0,67273	376,6691	326,7978	2,017892
6,5	0,683161	376,6663	326,1783	2,017757
6,6	0,69359	376,6634	325,5665	2,017623
6,7	0,704017	376,6606	324,9624	2,017488
6,8	0,714441	376,6578	324,3657	2,017354
6,9	0,724863	376,655	323,7766	2,017219
7	0,735282	376,6522	323,1948	2,017085
7,1	0,745699	376,6494	322,6203	2,01695
7,2	0,756113	376,6466	322,0529	2,016816
7,3	0,766525	376,6438	321,4928	2,016681
7,4	0,776935	376,641	320,9396	2,016547
7,5	0,787342	376,6382	320,3934	2,016412
7,6	0,797746	376,6354	319,8541	2,016278
7,7	0,808148	376,6326	319,3216	2,016143
7,8	0,818548	376,6298	318,7958	2,016009
7,9	0,828945	376,627	318,2767	2,015874
8	0,83934	376,6243	317,7641	2,01574
8,1	0,849733	376,6215	317,2581	2,015605
8,2	0,860123	376,6187	316,7584	2,015471
8,3	0,87051	376,6159	316,2651	2,015336
8,4	0,880896	376,6131	315,7781	2,015202
8,5	0,891278	376,6103	315,2972	2,015067
8,59	0,900621	376,6078	314,8697	2,014946

Dipilih konversi = 0,9

Kurva pebandingan antara Tinggi Reaktor Vs Konversi



Neraca Massa

Tabel Reaktor – 06. Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk		Keluar	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
H ₂	0,00	0,00	32,32	16,1608
C ₆ H ₆	2799,3	35,88	278,19	3,5665
C ₇ H ₈	8,466	0,0918	08,47	0,0918
C ₁₂ H ₁₀			2488,76	16,1608
Total	2.808	35,97	2.808	35,97

Media Pemanas

Media pemanas yang digunakan adalah HITECH.

Kecepatan massa = 10.000 kg/jam

Suhu masuk = 386,85 °C = 650 K

Ukuran pipa

Diameter luar pipa = 0,0482 m

Diameter dalam pipa = 0,0408 m

Jumlah pipa = 80 buah

Diameter shell = 0,58 m

Baffle jenis segment

Jarak antara baffle = 0,58 / 5 = 0,116 m

Suhu gas masuk = 376,85 °C

Suhu gas keluar = 376,61 °C

Suhu pemanas masuk = 386,85 °C

Suhu pemanas keluar = 314,87 °C

Massa pendingin = 10.000 kg/jam

Tekanan masuk = 2 atm

Tekanan keluar = 1,989 atm

Pressure drop = 0,011403 atm

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan massa umpan per pipa} &= \frac{\text{Kecepatan Massa Total}}{\text{Jumlah Pipa}} \\ &= \frac{2808 \text{ kg/jam}}{80} \end{aligned}$$

= 35,0967 kg/jam

4. Perhitungan Pelengkap

a. Tebal Dinding Selongsong dan Penutup Reaktor

1) Tebal dinding selongsong (*Shell*)

Tebal dinding selongsong (*shell*) dihitung dengan persamaan 13.42 Sinnott, “*Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*” (2008), Mc.Graw Hill halaman 986.

$$T_s = \frac{P_g \cdot ID_s}{4 f \cdot e + 0.8 P_g} + C$$

Dimana :

C = faktor korosi (m)

f = *allowable stress* (Pa)

e = efisiensi sambungan

P_g = tekanan perancangan menurut alat ukur (Pa)

ID_s = diameter dalam selongsong (m)

t_s = tebal dinding selongsong (m)

Bahan konstruksi yang digunakan adalah *stainless steel grade 321*.

Allowable stress, f = 10800 psi

(Sinnott, “*Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*”, halaman 982)

f = 10800 psi × (1 atm / 14,7 psi) × (101.325 Pa / 1atm)

$$f = 74.442.857,14 \text{ Pa}$$

$$C = (0,125 \text{ in}) \times (0,0254 \text{ m/in}) = 0,003175 \text{ m}$$

Tekanan operasi

$$P_{\text{operasi}} = 1.5 \text{ atm (tekanan operasi media Pemanas)}$$

Tekanan perancangan:

Dirancang : Selongsong mampu menahan tekanan sebesar 20% lebih tinggi dari tekanan operasi (Meggyessy, “*Pressure Vessel Handbook*” (1999), Butherfold, London, halaman 17)

$$P_{\text{design}} = (120 \%) \times 1,5 \text{ atm} \times (101.325 \text{ Pa} / 1 \text{ atm})$$

$$P_{\text{design}} = 182.385 \text{ Pa}$$

$$P_{\text{gauge}} = 182.385 \text{ Pa} - 101.325 \text{ Pa} = 81.060 \text{ Pa}$$

Efisiensi sambungan

$$e = 85 \% \quad (\text{Tabel 13.2 Brownell and Young})$$

Jadi, tebal dinding selongsong adalah

$$ts = \frac{(81.060 \text{ Pa} \cdot 0,5802 \text{ m})}{(4 \cdot 74.442.857,14 \text{ Pa} \cdot 85\%) - (0,8 \cdot 81.060 \text{ Pa})} + 0,003175 \text{ m}$$

$$ts = 0,003361 \text{ m} = 0,1323 \text{ in.}$$

Maka dipilih tebal standar sebesar 3/16 in (0,00476 m).

2) Tutup Reaktor

Tutup reaktor dipilih jenis ellipsoidal. Pemilihan jenis tutup dapat dibaca pada Sinnott, “*Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*” (2008), Butterworth, halaman 987.

Tebal penutup dihitung dengan persamaan (Sinnott, halaman 990):

$$t_h = \frac{P_g \cdot ID_s}{2 f \cdot e - 0,2 P_g} + C$$

Dimana :

C = faktor korosi (m)

f = *allowable stress* (Pa)

e = efisiensi sambungan

P_g = tekanan perancangan menurut alat ukur (Pa)

ID_s = diameter dalam selongsong (m)

t_h = tebal penutup (m)

Tekanan operasi = 2,0265 bar

Tekanan perancangan = 120 % × 2,0265 bar = 2,4318 bar

Tekanan alat ukur = 2,4318 bar – 1,01325 bar = 1,4359 bar

= 1,4186 bar × (101.325 Pa/ 1 bar)

= 141.855 Pa

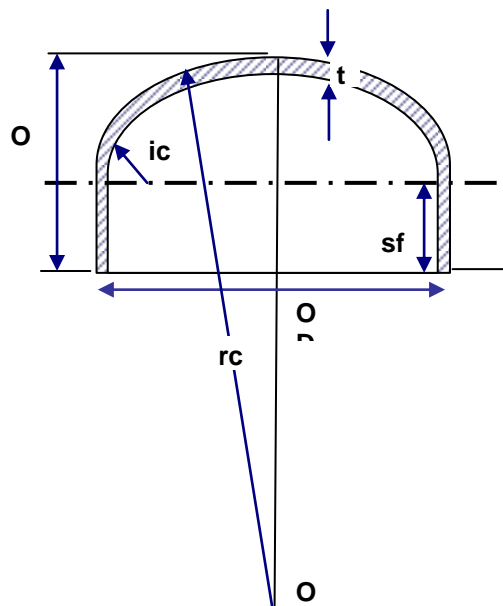
Jadi, tebal tutup reaktor adalah

$$th = \frac{(141855 \text{ Pa} \cdot 0,5802 \text{ m})}{(2 \cdot 74.442.857,14 \text{ Pa}) - (0,2 \cdot 141855 \text{ Pa})} + 0,003175 \text{ m}$$

$$th = 0,0037 \text{ m} = 0,1468 \text{ in.}$$

Maka dipilih tebal standar sebesar 1/4 in (0,0064 m).

3) Tinggi Penutup



Gambar Reaktor – 08. Tinggi Penutup

icr = jari-jari sudut internal (m)

rc = jari-jari kelengkungan (m)

sf = flange lurus (m)

th = tebal penutup (m)

OA = tinggi penutup (m)

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan :

$$OA = sf + B + th$$

$$B = r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$BC = r - icr$$

$$AB = \frac{ID_s}{2} - icr$$

Nilai sf diperoleh dari tabel 5.6 Brownell dan Young, “*Process Equipment Design*” (1959), John Willey and Son, New York. Nilai sf berkisar antara 1½ in sampai 3½ in. Maka dipilih sf dengan nilai :

$$sf = 2,5 \text{ in} \times (0,0254 \text{ m/in}) = 0,0635 \text{ m}$$

$$r = ID_s = 0,5802 \text{ m} = 22,84 \text{ in}$$

Dipilih r = 42 dan t = 1³/₈ maka didapat icr = 4¹/₈ in (tabel 5.7 Brownell and Young).

$$icr = 4\frac{1}{8} \text{ in} \times (0,0254 \text{ m/in}) = 0,1048 \text{ m}$$

$$BC = r - icr = 0,580 - 0,1048 = 0,4754 \text{ m}$$

$$AB = (ID_s/2) - icr = (0,580/2) - 0,1048 = 0,1853 \text{ m}$$

$$B = 0,580 \text{ m} - \sqrt{(0,4754 \text{ m})^2 - (0,1853 \text{ m})^2} = 0,1424 \text{ m}$$

$$OA = th + B + sf$$

$$= 0,2122 \text{ m}$$

b. Isolator

Untuk menjaga keamanan lingkungan, dinding luar diberi isolator.

Suhu udara , $T_u = 303,15 \text{ K}$

Dirancang : suhu dinding luar isolator , $T_i = 313,15 \text{ K}$

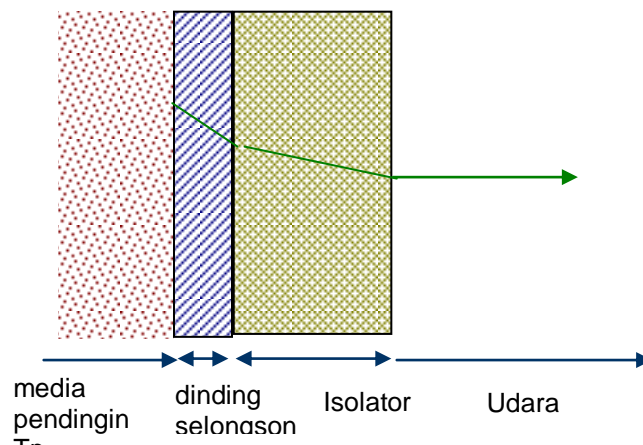
Bahan isolator yang dipilih adalah jenis *glass fiber*. Pilihan bahan isolator didasarkan :

1. Suhu operasi
2. Konduktivitas thermal yang kecil

$K_{th} = 0,43 \text{ W/mk}$

Kern, D. Q., “*Process Heat Transfer*” (1950), Mc Graw Hill, Tokyo
untuk konduktivitas termal steel, $k_{th} = 26 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$

Sketsa perpindahan kalor dari dinding dalam selongsong ke udara lingkungan



Gambar Reaktor – 09. Perpindahan Panas dari Dinding Selongsong ke Udara Lingkungan

x_s = Tebal dinding selongsong (m)

- xi = Tebal dinding isolator (m)
- Tp = suhu media pendingin (K)
- Ts' = Suhu permukaan dalam selongsong (K)
- Ts'' = Suhu permukaan luar selongsong (K)
- Ti = Suhu dinding luar isolator (K)
- Tu = Suhu udara lingkungan (K)

Asumsi :

1. Suhu permukaan dinding dalam selongsong = suhu media pendingin
 2. Perpindahan kalor terjadi dalam keadaan tunak
 3. Perpindahan kalor yang terjadi:
 - a. Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam selongsong ke dinding luar selongsong
 - b. Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator
 - c. Perpindahan kalor secara konveksi dan radiasi dari permukaan isolator ke udara lingkungan
- 1) Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam selongsong ke dinding luar selongsong mengikuti persamaan:

$$q = kths \frac{T_p - T_{s''}}{X_s}$$

Dimana :

kths: konduktivitas thermal steel (kJ/ms.K)

- 2) Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator mengikuti persamaan:

$$q = k_{thi} \frac{T_s'' - T_i}{X_i}$$

Dimana :

kthi: konduktivitas termal isolator (kJ/m.s.K)

- 3) Perpindahan kalor secara konveksi dan radiasi dari permukaan isolator ke udara lingkungan

Perpindahan kalor secara konveksi :

$$q = hc (T_i - T_u)$$

Dimana :

hc : koefisien perpindahan kalor secara konveksi ke udara lingkungan (kJ/m².s.K)

Dirancang :

Suhu permukaan luar isolator, $T_i = 313,15$ K

Suhu udara lingkungan , $T_u = 303,15$ K

- Koefisien perpindahan kalor hc, dihitung dengan persamaan:

$$hc = 0.25 \times (T_i - T_u)^{0.25}$$

dimana :

h_c = koefisien perpindahan kalor secara konveksi (BTU/jam.ft².°F)

T_i = suhu permukaan luar isolator (°F)

T_u = suhu udara (°F)

$$T_i = (313,15 - 273,15) \times 1,8 + 32 = 104 \text{ °F}$$

$$T_u = (303,15 - 273,15) \times 1,8 + 32 = 86 \text{ °F}$$

$$h_c = 0,25 \times (104 - 86)^{0,25} = 0,6179 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

$$h_c = 0,6179 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot \text{°F} \times [(0,005671 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}) / (\text{BTU/jam.ft}^2 \cdot \text{°F})]$$

$$h_c = 0,0035 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}$$

- $q_c = 0,0035 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K} \times (313,15 - 303,15 \text{ K}) = 0,035 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s}$

$$k_{th \text{ baja}} = 0,08 \text{ kJ/m.s.K}$$

$$k_{th \text{ isolator}} = 0,43 \text{ J/m.s.K} \times (1 \text{ kJ} / 1.000 \text{ J}) = 0,00043 \text{ kJ/m.s.K}$$

$$q_c = \frac{T_p - T_i}{x_s/k_{th_s} + x_i/k_{th_i}}$$

x_s = tebal dinding selongsong (m)

x_i = tebal isolator (m)

$$x_s = 0,00476 \text{ m}$$

$$k_{th_s} = \text{konduktivitas termal baja} = 0,08 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}$$

$$k_{th_i} = \text{konduktivitas termal isolator} = 0,000043 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}$$

Nilai Δx_s = dihitung dengan *trial and error* sampai diperoleh luas kiri = luas kanan.

$$0,035043 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} = \frac{273,1500 \text{ K} - 313,15 \text{ K}}{\frac{0,0048 \text{ m}}{0,08 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} + \frac{\text{xi m}}{0,000043 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}}$$

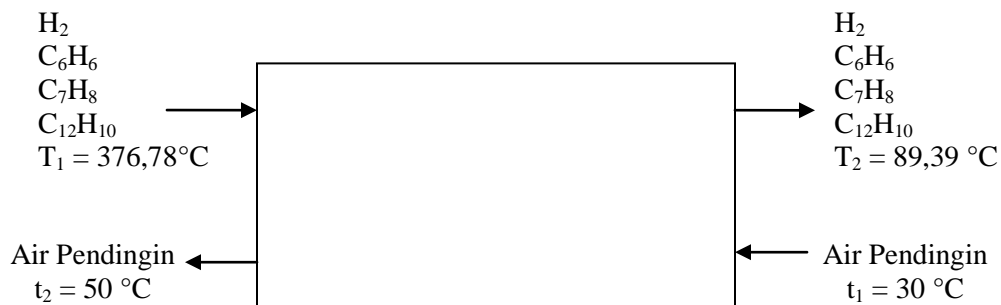
Diperoleh xi = 0,3404 m

RINGKASAN REAKTOR (R – 01)

Tugas	: Mereaksikan C_6H_6 dalam fase gas sehingga menghasilkan $C_{12}H_{10}$ dan H_2 .
Jenis alat	: Reaktor Alir Pipa.
Kondisi operasi	: Suhu masuk : 376,85 °C Suhu keluar : 376,77 °C Tekanan : 2 atm
Dimensi	: Diameter <i>shell</i> : 0,5802 m Tebal dinding <i>shell</i> : 0,00476 m Tebal <i>head</i> : 0,00476 m Tinggi <i>head</i> : 0,2496 m Tinggi reaktor : 8,59 m Tebal isolator : 0,3404 m
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel grade 321</i>
Jumlah	: 1 unit

KONDENSOR PARSIAL (CD – 01)

- Tugas : Mengembunkan produk berupa gas campuran yang keluar dari Reaktor (R – 01) sebanyak **2.808** kg/jam dengan media air pendingin dari 30 °C sampai 50 °C.
- Jenis alat : Penukar kalor berupa *shell* dan *tube*.



1. Menghitung Beban Panas Total Kondensor Parsial (CD – 01)

Beban panas pada kondensor parsial dihitung dengan persamaan berikut :

$$Q_t = Q_{ds} + Q_{\text{subzona1}} + Q_{\text{subzona2}}$$

Dimana :

Q_t = beban panas total (kJ/jam)

Q_{ds} = beban panas pada zona *desuperheater* (kJ/jam)

Q_{subzona1} = beban panas pada subzona 1 (kJ/jam)

Q_{subzona2} = beban panas pada subzona 2 (kJ/jam)

Beban Panas pada Zona Desuperheater (ds)

Beban panas pada zona ini dihitung dengan persamaan :

$$Q_{ds} = \sum V_i \cdot C_{p_{gi}} (T_1 - T_{embun})$$

Dimana :

Q_{ds} = beban panas pada zona *desuperheater* (kJ/jam)

V_i = kecepatan massa masing-masing komponen pada fase gas (kg/jam)

$C_{p_{gi}}$ = kapasitas panas masing-masing komponen pada fase gas (kJ/kg.K)

T_1 = suhu fluida panas masuk (K)

T_{embun} = suhu pengembunan (K)

Suhu masuk zona, T_1 = 649,93 K = 376,78 °C

Suhu keluar zona, T_{embun} = 466,18 K = 193,03 °C

Suhu rerata = 558,05 K = 284,90 °C

Tabel Kondensor Parsial – 01. Perhitungan Beban Panas pada Zona Desuperheater

Komponen	Mr	$\sum V_i$ (kg/jam)	$C_{p_{gi}}$ (kJ/kg.K)	$\sum v_i \cdot C_{p_{gi}} (T_1 - T_{dew})$ (kJ/jam)
H2	2	32,3216	14,6841	59572,4914
C6H6	78	278,190	2,0045	69991,6136
C7H8	92,14	8,466	2,0811	2211,3887
C12H10	154	2488,764	1,9499	609110,4463
Total		2807,74227		740885,940

Jadi beban panas pada zona *desuperheater* (Q_{ds}) sebesar **740885,940** /jam.

Beban Panas pada Subzona 1

Beban panas pada zona dihitung dengan persamaan berikut :

$$Q_{\text{subzona1}} = Q_{\text{sg}} + Q_{\text{v}} + Q_{\text{sl}}$$

Dimana :

Q_{subzona1} = beban panas pada subzona 1 (kJ/jam)

Q_{sg} = beban panas untuk menurunkan suhu gas dari T_{embun} sampai T'
(kJ/jam)

Q_{v} = beban panas untuk pengembunan (kJ/jam)

Q_{sl} = beban panas untuk menurunkan suhu embunan dari T_{embun}
sampai T' (kJ/jam)

a. Beban panas untuk menurunkan suhu gas dari T_{embun} sampai T'

$$Q_{\text{sg}} = \sum V_i \cdot C_{p_{gi}} (T_{\text{embun}} - T')$$

Dimana :

Q_{sg} = beban panas untuk menurunkan suhu gas dari T_{embun} sampai T'
(kJ/jam)

V_i = kecepatan massa masing-masing komponen pada fase gas
(kg/jam)

$C_{p_{gi}}$ = kapasitas panas masing-masing komponen pada fase gas
(kJ/kg.K)

T_{embun} = suhu pengembunan (K)

T' = suhu fluida panas keluar subzona 1 (K)

Suhu masuk zona, T_{embun} = 466,18 K = 193,03 °C

Suhu keluar zona, T' = 414,36 K = 141,21 °C

Suhu rerata = 440,27 K = 167,12 °C

**Tabel Kondensor Parsial – 02. Perhitungan Beban Panas Q_{sg}
Subzona 1**

Komponen	Mr	$\sum V_i$ (kg/jam)	$C_{p_{gi}}$ (kJ/kg.K)	$\sum L_i \cdot C_{p_{gi}} (T_1 - T_{embun})$ (kJ/jam)
H2	2	32,322	14,91651	24185,16914
C6H6	78	203,076	1,77582	18090,3231
C7H8	92,14	4,957	1,84125	457,859424
C12H10	154	114,117	1,71066	9792,730859
Total		354,471		52526,08253

Jadi beban panas untuk menurunkan suhu gas dari T_{embun} sampai T' (Q_{sg}) sebesar **52526,08253**kJ/jam.

b. Beban panas untuk pengembunan

$$Q_v = \sum V_i \cdot h_{vap_i}$$

Dimana :

Q_v = beban panas untuk pengembunan (kJ/jam)

V_i = kecepatan massa masing-masing komponen pada fase gas
(kg/jam)

h_{vap_i} = panas laten pengembunan (kJ/kg)

Panas laten pengembunan dievaluasi pada suhu masuk zona, $T_{embun} = 466,18$

K = 193,03°C

**Tabel Kondensor Parsial – 03. Perhitungan Beban Panas Q_v
Subzona 1**

Komponen	Mr	$\sum V_i$ (kg/jam)	hvap _i (kJ/kg)	$\sum V_i \cdot hvap_i$ (kJ/jam)
H2	2	0,000	0,000	0,000
C6H6	78	75,115	171,1	12853,218
C7H8	92,14	3,509	237,0	831,537
C12H10	154	2374,647	320,5	760974,293
Total		2453,271		774659,049

Jadi beban panas untuk pengembunan (Q_v) sebesar **774659,049**kJ/jam.

- c. Beban panas untuk menurunkan suhu embunan dari T_{embun} sampai T'

$$Q_{sl} = \sum L_i \cdot Cp_{li} (T_{embun} - T')$$

Dimana :

Q_{sl} = beban panas untuk menurunkan suhu embunan dari T_{embun}
sampai T' (kJ/jam)

L_i = kecepatan massa masing-masing komponen pada fase cair
(kg/jam)

Cp_{li} = kapasitas panas masing-masing komponen pada fase cair
(kJ/kg.K)

T_{embun} = suhu pengembunan (K)

T' = suhu fluida panas keluar subzona 1 (K)

Suhu masuk zona, T_{embun} = 466,18 K = 193,03 °C

Suhu keluar zona, T' = 414,36 K = 141,21 °C

Suhu rerata = 440,27 K = 167,12 °C

**Tabel Kondensor Parsial – 04. Perhitungan Beban Panas Q_{sl}
Subzona 1**

Komponen	Mr	$\sum L_i$ (kg/jam)	C_{pli} (kJ/kg.K)	$\sum L_i \cdot C_{pli} (T_1 - T_{embun})$ (kJ/jam)
H ₂	2	0,000	0,00000	0
C ₆ H ₆	78	75,115	2,42941	9154,074544
C ₇ H ₈	92,14	3,509	2,27282	400,0389533
C ₁₂ H ₁₀	154	2374,647	2,11956	252483,4998
Total		2453,271		262037,6133

Jadi beban panas untuk menurunkan suhu embunan dari T_{embun} sampai T' (Q_{sl}) sebesar 262037,6133kJ/jam.

Sehingga beban panas pada subzona 1 dapat dihitung, yaitu :

$$Q_{subzona1} = Q_{sg} + Q_v + Q_{sl}$$

$$Q_{subzona1} = 52526,08253 \text{ kJ/jam} + 774659,049 \text{ kJ/jam} + 262037,6133 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{subzona1} = 1089222,744 \text{ kJ/jam}$$

Beban Panas pada Subzona 2

Beban panas pada zona dihitung dengan persamaan berikut :

$$Q_{subzona2} = Q_{sg} + Q_v + Q_{sl}$$

Dimana :

$$Q_{subzona2} = \text{beban panas pada subzona 2 (kJ/jam)}$$

$$Q_{sg} = \text{beban panas untuk menurunkan suhu gas dari } T' \text{ sampai } T_2 \text{ (kJ/jam)}$$

Q_v = beban panas untuk pengembunan (kJ/jam)

Q_{sl} = beban panas untuk menurunkan suhu embunan dari T' sampai T_2 (kJ/jam)

a. Beban panas untuk menurunkan suhu gas dari T' sampai T_2

$$Q_{sg} = \sum V_i \cdot C_{p_{gi}} (T' - T_2)$$

Dimana :

Q_{sg} = beban panas untuk menurunkan suhu gas dari T_{embun} sampai T' (kJ/jam)

V_i = kecepatan massa masing-masing komponen pada fase gas (kg/jam)

$C_{p_{gi}}$ = kapasitas panas masing-masing komponen pada fase gas (kJ/kg.K)

T' = suhu fluida panas masuk subzona 2 (K)

T_2 = suhu fluida panas keluar subzona 2 (K)

Suhu masuk zona, $T' = 474,0764563$ K

Suhu keluar zona, $T_2 = 423,91284$ K

Suhu rerata = 448,9946493 K

Tabel Kondensor Parsial – 05. Perhitungan Beban Panas Q_{sg} Subzona 2

Komponen	Mr	$\sum V_i$ (kg/jam)	$C_{p_{gi}}$ (kJ/kg.K)	$\sum L_i \cdot C_{p_{gi}} (T' - T_2)$ (kJ/jam)

H ₂	2	32,322	14,7870	23975,2179
C ₆ H ₆	78	0,000	1,6234	0,0000
C ₇ H ₈	92,14	0,000	1,6886	0,0000
C ₁₂ H ₁₀	154	0,000	1,5751	0,0000
Total		32,322		23975,21792

Jadi beban panas untuk menurunkan suhu gas dari T' sampai T₂ (Q_{sg})

sebesar 23975,21792 kJ/jam.

- b. Beban panas untuk pengembunan

$$Q_v = \sum V_i \cdot hvap_i$$

Dimana :

Q_v = beban panas untuk pengembunan (kJ/jam)

V_i = kecepatan massa masing-masing komponen pada fase gas

(kg/jam)

hvap_i = panas laten pengembunan (kJ/kg)

Panas laten pengembunan dievaluasi pada suhu masuk zona,

$$T' = 474,076 \text{ K}$$

**Tabel Kondensor Parsial – 06. Perhitungan Beban Panas Q_v
Subzona 2**

Komponen	Mr	$\sum V_i$ (kg/jam)	hvap _i (kJ/kg)	$\sum V_i \cdot hvap_i$ (kJ/jam)
H ₂	2	0,000	0,000	0,000
C ₆ H ₆	78	203,076	171,11426	34749,1206
C ₇ H ₈	92,14	4,957	236,99195	1174,8014
C ₁₂ H ₁₀	154	114,117	320,45781	36569,7164
Total		322,150		72493,6384

Jadi beban panas untuk pengembunan (Q_v) sebesar 72493,6384 kJ/jam.

- c. Beban panas untuk menurunkan suhu embunan dari T' sampai T_2

$$Q_{sl} = \sum L_i \cdot C_{pli} (T' - T_2)$$

Dimana :

Q_{sl} = beban panas untuk menurunkan suhu embunan dari T' sampai T_2
(kJ/jam)

L_i = kecepatan massa masing-masing komponen pada fase cair
(kg/jam)

C_{pli} = kapasitas panas masing-masing komponen pada fase cair
(kJ/kg.K)

T' = suhu fluida panas masuk subzona 2 (K)

T_2 = suhu fluida panas keluar subzona 2 (K)

Suhu masuk zona, $T' = 474,0764563$ K

Suhu keluar zona, $T_2 = 423,91284$ K

Suhu rerata = 448,9946493 K

**Tabel Kondensor Parsial – 07. Perhitungan Beban Panas Q_{sl}
Subzona 2**

Komponen	Mr	$\sum L_i$ (kg/jam)	C_{pli} (kJ/kg.K)	$\sum L_i \cdot C_{pli} (T_1 - T_{embun})$ (kJ/jam)
H ₂	2	0,000	0,000	0,000

C_6H_6	78	278,190	2,220	30974,0025
C_7H_8	92,14	8,466	2,104	893,6355
$C_{12}H_{10}$	154	2488,764	2,052	256192,9657
Total		2775,421		288060,6037

Jadi beban panas untuk menurunkan suhu embunan dari T_{embun} sampai T' (Q_{sl}) sebesar 288060,6037 kJ/jam.

Sehingga beban panas pada subzona 2 dapat dihitung, yaitu :

$$Q_{subzona2} = Q_{sg} + Q_v + Q_{sl}$$

$$Q_{subzona2} = 23975,21792 \text{ kJ/jam} + 72493,63841 \text{ kJ/jam} + 288060,604 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{subzona2} = 384529,4600 \text{ kJ/jam}$$

Beban panas total pada kondensor – 01 (CD – 01) adalah sebesar :

$$Q_t = Q_{ds} + Q_{subzona1} + Q_{subzona2}$$

$$Q_t = 1089222,744 \text{ kJ/jam} + 384529,46 \text{ kJ/jam} + 740885,94 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_t = 2214638,1445 \text{ kJ/jam}$$

2. Media Pendingin

Sebagai media pendingin digunakan air pendingin.

$$\text{Suhu masuk, } t_1 = 303,15 \text{ K} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu keluar, } t_2 = 323,15 \text{ K} = 50 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu rerata, } t_{av} = 313,15 \text{ K} = 40 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Kapasitas panas, } C_p = 4,184 \text{ kJ/kg.K}$$

Viskositas, μ = 0,00085 kg/m.s

Rapat massa, ρ_1 = 995 kg/m³

Kecepatan massa pendingin yang diperlukan adalah sebagai berikut :

$$m_{\text{air}} = \frac{Q_t}{C_{p_{\text{air}}}(t_2 - t_1)}$$

Dimana :

m_{air} = kecepatan massa air pendingin (kg/jam)

Q_t = beban panas total (kJ/jam)

$C_{p_{\text{air}}}$ = kapasitas panas air (kJ/kg.K)

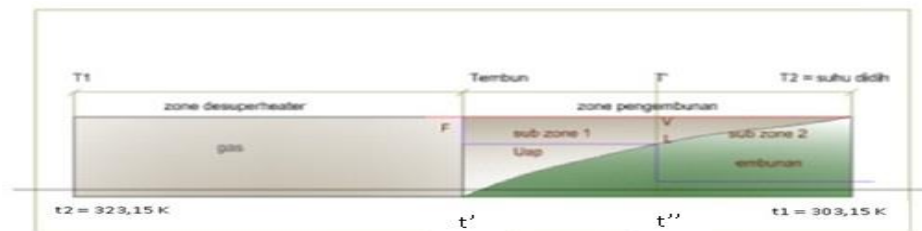
t_1 = suhu air pendingin masuk (K)

t_2 = suhu air pendingin keluar (K)

$$m_{\text{air}} = \frac{2214638,145 \text{ kJ/jam}}{4,184 \text{ kJ/kg} \cdot \text{K} \times (323,15 \text{ K} - 303,15 \text{ K})} = 26465,561 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

3. Beda Suhu Rerata

a. Menentukan suhu air pendingin pada setiap zone



Gambar Kondensor Parsial – 01. Distribusi Suhu Media Pendingin

Menentukan distribusi suhu media pendingin dihitung dengan cara membuat neraca massa media pendingin disetiap zone.

- Menentukan Suhu Masuk Subzona 1 (t')

$$Q_{ds} = m_{air} \cdot C_{p_{air}} \cdot (t_2 - t')$$

Dimana :

Q_{ds} = beban panas pada zona desuperheater (kJ/jam)

m_{air} = kecepatan massa air (kg/jam)

$C_{p_{air}}$ = kapasitas panas air (kJ/kg.K)

$$t' = t_2 - \frac{Q_{ds}}{m_{air} \cdot C_{p_{air}}}$$

$$t' = 323,15 \text{ K} - \frac{1529774,079 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{43733,5877 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 4,184 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}}$$

$$t' = 314,79 \text{ K} = 41,64 \text{ }^\circ\text{C}$$

Jadi T air pendingin masuk subzona 1 adalah 314,71 K (41,64 °C).

- Menentukan Suhu Masuk Subzona 2 (t'')

$$Q_{subzona1} = m_{air} \cdot C_{p_{air}} \cdot (t' - t'')$$

Dimana :

$Q_{subzona1}$ = beban panas pada subzona 1 (kJ/jam)

m_{air} = kecepatan massa air (kg/jam)

$C_{p_{air}}$ = kapasitas panas air (kJ/kg.K)

$$t'' = t' - \frac{Q_{\text{subzona1}}}{m_{\text{air}} \cdot C_{p\text{air}}}$$

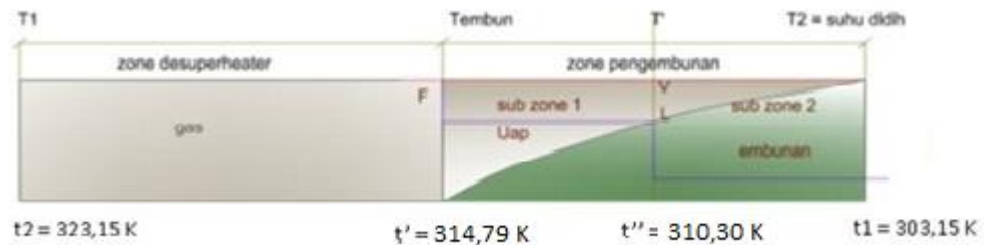
$$t'' = 314,64 \text{ K} - \frac{740885,940 \text{ kJ/jam}}{26465,561 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 4,184 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}}$$

$$t'' = 316,459 \text{ K}$$

Jadi T air pendingin masuk subzona 2 adalah 316,459 K

Maka distribusi suhu disetiap ujung zona dapat digambarkan sebagai

berikut :



Gambar Kondensor Parsial – 02. Distribusi Suhu Media Pendingin Setiap Zona

- b. Menentukan beda suhu rerata log pada setiap zona

Zona Desuperheater (ds)

Fluida	Fluida	Beda
Panas	Dingin	Suhu

649,76	Suhu Atas (K)	323,15	$\Delta T1$	201,09
524,24	Suhu Bawah (K)	316,46	$\Delta T2$	157,617

$$\text{LMTD}_{\text{ds}} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)}$$

$$\text{LMTD}_{\text{ds}} = \frac{201,09 \text{ K} - 157,6172 \text{ K}}{\ln\left(\frac{201,09 \text{ K}}{158 \text{ K}}\right)}$$

$$\text{LMTD}_{\text{ds}} = 178,47 \text{ K}$$

Subzona 1

Fluida	Fluida	Beda
Panas	Dingin	Suhu

524,24	Suhu Atas (K)	323,15	ΔT_1	201,09
474,08	Suhu Bawah (K)	316,46	ΔT_2	157,617

$$\text{LMTD}_1 = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)}$$

$$\text{LMTD}_1 = \frac{207,78 \text{ K} - 167,453 \text{ K}}{\ln\left(\frac{207,78 \text{ K}}{167 \text{ K}}\right)}$$

$$\text{LMTD}_1 = 186,89 \text{ K}$$

Subzona 2

Fluida	Fluida	Beda
Panas	Dingin	Suhu

524,24	Suhu Atas (K)	316,459	ΔT_1	207,78088
474,076	Suhu Bawah (K)	306,623	ΔT_2	167,45384

$$LMTD_2 = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)}$$

$$LMTD_2 = \frac{167,45 \text{ K} - 120,762 \text{ K}}{\ln\left(\frac{167,45 \text{ K}}{120,762 \text{ K}}\right)}$$

$$LMTD_2 = 142,84 \text{ K}$$

Beda suhu rerata dihitung dengan persamaan :

$$\Delta t = \frac{Q_t}{\sum Q_i / LMTD_i}$$

$$\Delta t = \frac{2214638,145 \text{ kJ/jam}}{\frac{1089222,744 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{186,892786 \text{ K}} + \frac{384529,46 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{142,84 \text{ K}} + \frac{740885,94 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{262,731 \text{ K}}}$$

$$\Delta t = 195,29 \text{ K}$$

4. Koefisien Perpindahan Kalor

Koefisien perpindahan kalor diprediksi berdasarkan tabel 10 -18, Ludwig, E.E., “*Applied Process Design for Chemical and Petro Chemical Plant*”, Ed III, Gulf Publishing Company, Houston, Texas (1998), halaman 94 yaitu :

Table 10-18
Approximate Overall Heat Transfer Coefficient, U

Condensation		
Process Side (Hot)	Condensing Fluid (Cold)	
Hydrocarbons (light)	Water	100–160
Hydrocarbons w/ inerts (traces)	Water	30–75
Organic vapors	Water	70–160
Water vapor	Water	150–340
Water vapor	Hydrocarbons	60–150
Exhaust steam	Water	280–450
Hydrocarbons (light)	Refrigerant	45–110
Organics (light)	Cooling brine	50–120
Gasoline	Water	65–130
Ammonia	Water	135–260
Hydrocarbons (heavy)	Water	40–75
Dowtherm vapor	Liquid organic	75–115

Gambar Kondensor Parsial – 03. Data Koefisien Perpindahan Kalor

Nilai Ud berkisara antara 70 BTU/jam.ft².°F sampai 160 BTU/jam.ft².°F.

$$\text{Dicoba Ud} = 37 \frac{\text{BTU}}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \times \left(\frac{5,67 \times 10^{-3} \text{kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}{\frac{\text{BTU}}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}} \right)$$

$$\text{Ud} = 0,209 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

5. Alat Penukar Kalor Standar

a. Luas perpindahan kalor

Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan

yaitu :

$$A = \frac{Q_t}{U_d \Delta t}$$

dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan (m²)

Q_t : Beban panas total (kJ/s)

U_d : Koefisien perpindahan kalor gabungan (kJ/m²sK)

Δt : Beda suhu rerata (K)

$$A = \frac{2214638 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \times \frac{\text{jam}}{3600 \text{ s}}}{0,209 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2\text{sK}} \times 123,46 \text{ K}} = 38,21 \text{ m}^2$$

Luas perpindahan kalor > 10 m², maka alat penukar kalor jenis *shell* dan *tube* sesuai untuk digunakan.

b. Ukuran *tube*

Dipilih ¾" OD, 14 BWG

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh :

Diameter luar *tube*, OD : 0,8 in x (0,0254 m/in) = 0,01905 m

Diameter dalam *tube*, ID : 0,58 in x (0,0254 m/in) = 0,01483 m

Luas permukaan /m : a'' = $\pi \times \text{OD}$

$$a'' = \pi \times (0,01905 \text{ m}) \times \text{m/m} = 0,05985 \text{ m}^2/\text{m}$$

Panjang *tube* :

Panjang *tube* standar 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

Dari Toweler and Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles", Mc

Graw Hill New York, 2008, halaman 805 dipilih :

Panjang *tube*, L = 12 ft x 0,3048 m/ft = 3,6576 m

c. Jumlah *tube*

Jumlah *tube* yang diperlukan

$$n_t = \frac{A}{a'' L}$$

$$n_t = \frac{15,06129 \text{ m}^2}{0,05985 \text{ m}^2/\text{m} \times 3,6576 \text{ m}} = 69$$

d. Alat penukar kalor standar

Dipilih dari tabel 10-10 A, Ludwig, E.E., Vol III, halaman 49

Diameter *shell*, $ID_s = 10 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,2540 \text{ m}$

Jumlah *tube*, $n_t = 68$

Jumlah *pass*, $n_p = 2$

Susunan = 3/4 “ pada 15/16 *Triangular Pitch*

Pitch = 15/16 in x 0,0254 m/in = 0,02381 m

Diameter ekivalent, $D_e = 0,55 \text{ in}$ (Fig 28, Kern, D.Q)

= 0,55 in x 0,0254 m/in

= 0,01397 m

Table 10-10A
Full Circle Tube Layouts Floating Head Exchanger $3/4$ -in.
O.D. Tubes on $15/16$ -in. Triangular Pitch

Size (In.)	Number of Passes					Net Free Distance 2 Passes	Rows Across
	1	2	4	6	8		
8	42	40	32	32	24	3.75	13
10	73	68	56	54	52	4.63	17
12	109	106	88	86	80	4.00	21
14	130	124	110	108	104	4.50	25
16	187	176	162	152	144	5.00	29
18	241	232	214	216	204	5.88	33
20	308	302	282	274	264	6.50	37
22	384	372	352	348	336	7.13	41
24	472	458	432	420	406	7.75	45
26	555	538	510	510	502	8.63	48
28	649	636	610	606	580	8.13	53
30	764	744	716	708	700	8.75	57
32	868	850	822	812	796	9.38	63
34	994	970	930	928	912	9.75	65
36	1131	1108	1066	1058	1028	10.50	71
38	1268	1246	1204	1190	1172	11.25	75
40	1414	1390	1360	1338	1316	12.06	79
42	1558	1544	1502	1482	1464	11.50	83

**Gambar Kondensor Parsial – 04. Data Alat Penukar
Kalor Standar**

Luas perpindahan kalor standar

$$A_s = nt \times a'' \times L$$

$$A_s = 68 \times 0,05985 \text{ m}^2/\text{m} \times 3,6576 \text{ m}$$

$$A_s = 14,885 \text{ m}^2$$

e. Koefisien perpindahan kalor standar

$$U_d = \frac{Q_t}{A_s \Delta t}$$

$$U_d = \frac{2214638,145 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3.600 \text{ s}}}{14,885 \text{ m}^2 \times 195,293 \text{ K}} = 0,212 \text{ kJ/m}^2 \text{ sK}$$

6. Route fluida

Fluida panas dialirkan dalam shell dan fluida dingin dialirkan dalam tube.

7. Koefisien Perpindahan Kalor h_i , h_o , h_o , dan U_c

Zona Desuperheater

Shell : Fluida panas

Luas aliran dihitung dengan persamaan :

$$a_s = \frac{ID_s \times B \times C'}{\text{Pitch}}$$

dimana : a_s : Luas aliran (m^2)

B : Jarak antar *baffle* (m)

C' : *Clearance* (m)

Pitch : *Pitch* (m)

Jarak antar *baffle* berkisar antara $ID_s/5$

sampai $ID_s/1$.

Dipilih : $B = ID_s/1$

$$ID_s = 0,2540 \text{ m}$$

$$B = \frac{0,2540 \text{ m}}{1} = 0,2540 \text{ m}$$

$$\text{Pitch} = 0,02381 \text{ m}$$

Clearance

Tube : Fluida dingin

Luas aliran dihitung dengan

$$\text{persamaan : } a_t = \pi \times \frac{ID^2}{4}$$

Dimana : a_t' : Luas aliran (m^2)

ID : Diameter dalam (m)

$$a_t = \pi \times \frac{(0,01483 \text{ m})^2}{4}$$

$$a_t = 0,0002 \text{ m}^2$$

$$a_t = \frac{nt \times a_t'}{np}$$

$$a_t = \frac{68 \times 0,0002 \text{ m}^2}{2}$$

$$a_t = 0,00588 \text{ m}^2$$

Fluks massa :

$$G_t = \frac{W}{a_t}$$

$$C' = 0,02381 \text{ m} - 0,01905 \text{ m}$$

$$C' = 0,00476 \text{ m}$$

$$a_s = \frac{0,2540 \text{ m} \times 0,254 \text{ m} \times 0,00476 \text{ m}}{0,02381 \text{ m}}$$

$$a_s = 0,0129 \text{ m}^2$$

Fluks massa :

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$G_s = \frac{4629,7569 \text{ kg/jam} \times \frac{\text{jam}}{3600 \text{ s}}}{0,033 \text{ m}^2}$$

$$G_s = 38,9330 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

Suhu rerata pada zone 1 :

$$T_{av} = \frac{(T_1 + T_{embun})}{2}$$

$$T_{av} = \frac{524,40071 \text{ K} + 474,076 \text{ K}}{2}$$

$$T_{av} = 499,158263 \text{ K}$$

Sifat fisis fluida panas pada 441,73 K :

$$G_t = \frac{26465,561 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{\text{jam}}{3600 \text{ s}}}{0,00588 \text{ m}^2}$$

$$G_t = 798,816 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

Kecepatan linear :

$$v_{lin} = \frac{G_t}{\rho_{air}}$$

$$v_{lin} = \frac{1251,2 \text{ kg/m}^2\text{s}}{995 \text{ kg/m}^3}$$

$$v_{lin} = 1,2575 \text{ m/s}$$

$$v_{lin} = 1,2575 \text{ m/s}$$

Bilangan Reynold :

$$R_e = \frac{ID \cdot G_t}{\mu}$$

$$R_e = \frac{0,01483 \text{ m} \times 798,816 \text{ kg/m}^2\text{s}}{0,00085 \text{ kg/ms}}$$

$$R_e = 21834,554$$

Koefisien perpindahan kalor dihitung

dengan persamaan :

$$h_i = \frac{4,2 (1,35 + 0,02t_{av}) v_{lin}^{0,8}}{ID^{0,2}}$$

(Towler and Sinnott, 2008, halaman 827)

Tabel Kondensor Parsial – 08. Sifat Fisis Fluida pada T_{av} Zona Desuperheater

Komponen	Mr	kmol/jam
H ₂	2	16,1608
C ₆ H ₆	78	2,60353
C ₇ H ₈	92,14	0,05380
C ₁₂ H ₁₀	154	0,74102
Total		19,55916
kg/jam	Y	μ (kg/m.s)
32,32162	0,82625	1,2541E-05
203,07554	0,13311	1,2593E-05
4,95714	0,00275	1,1709E-05
114,11710	0,03789	9,948E-05
354,47139	1,0000	
Kthg (kJ/m.s.K)	Cpg (kJ/ kmol.K)	y.Mr ^{0.5}
3,9623E-05	29,83302	1,16850
-5,6512E-06	138,51426	1,17560
-7,7622E-06	169,65267	0,02640
-7,8821E-06	263,44199	0,47015
$\mu.y.Mr^{0.5}$	y.Mr ^{1/3}	kthg.y.Mr ^{1/3}
1,4654E-05	0,00013	5,0010E-09
1,4804E-05	-0,00003	1,8772E-10
3,0915E-07	-0,00001	1,0273E-10
4,6773E-06	-0,00004	3,0135E-10
3,4444E-05	0,00004	5,5928E-09
y.Cpg (kJ/kmol.K)		

dengan hubungan :

ID : Diameter dalam (mm)

h_i : Koefisien transfer panas dalam tube (kJ/m²sK)

t_{av} : Suhu rerata (°C)

v_{lin} : Kecepatan linear (m/s)

t_{av} : 311,54 K = 38,39 °C

$$h_i = \frac{4,2(1,35 + 0,02 \times 38,39) \times (1,26)^{0,8}}{(0,01483)^{0,2}}$$

$h_i = 21,0304$ kJ/m²sK

$$h_{io} = h_i \times \left(\frac{ID}{OD} \right)$$

$$h_{io} = 21,8280 \text{ kJ/m}^2\text{sK} \times \frac{0,01483\text{m}}{0,01905\text{m}}$$

$h_{io} = 16,367$ kJ/m²sK

24,64961
18,43772
0,46665
9,98079
53,53477

Viskositas

$$\mu_{av} = \frac{3,4444E - 05 \text{ kg/m.s}}{2,84066}$$

$$= 1,2125E-05 \text{ kg/m.s}$$

Kapasitas Panas

$$C_{p_{av}} = \frac{53,53477 \text{ kJ/kmol} \cdot \text{K}}{18,12304 \text{ kg/kmol}}$$

$$= 2,9613 \text{ kJ/kg.K}$$

Konduktivitas Termal Gabungan

$$k_{th_{av}} = \frac{5,592E - 09 \text{ kJ/m} \cdot \text{s} \cdot \text{K}}{0,00004}$$

$$= 1,3467E-04 \text{ kJ/m.s.K}$$

Bilangan Reynold

$$R_e = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu_{av}}$$

$$Re = \frac{0,01397 \text{ m} \times 7,63099 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{s}}{1,212\text{E} - 05 \text{ kg/m} \cdot \text{s}}$$

$$Re = 8791,9$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{Cp_{av} \times \mu_{av}}{kth_{av}}$$

$$Pr = \frac{2,9613 \text{ kJ/kg} \cdot \text{K} \times 1,212\text{E} - 05 \text{ kg/m} \cdot \text{s}}{1,347\text{E} - 04 \text{ kJ/m} \cdot \text{s} \cdot \text{K}}$$

$$Pr = 0,26598$$

Koefisien Perpindahan Kalor

$$h_o = 0,36 \cdot \frac{kth_{av}}{D_e} \cdot Re^{0,55} \cdot Pr$$

pada perhitungan $(\mu/\mu_{av}) \sim 1$

$$h_o = 0,36 \times \frac{4,524\text{E} - 05 \text{ kJ/m} \cdot \text{s} \cdot \text{K}}{0,01397 \text{ m}} \times$$

$$8792^{0,55} \times 0,26598^{1/3}$$

$$h_o = 0,3331 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

Koefisien perpindahan kalor bersih gabungan

$$U_{Cds} = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_{c_{ds}} = \frac{16,9967 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \times 0,3331 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}{16,9967 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} + 0,3331 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}$$

$$U_{c_{ds}} = 0,3267 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

Luas perpindahan kalor yang diperlukan pada zona *desuperheater* :

$$A_{ds} = \frac{Q_{ds}}{U_{c_s} \times \text{LMTD}_{ds}}$$

A_{ds} = luas perpindahan kalor yang diperlukan pada zona *desuperheater*
(m^2)

LMTD_{ds} = beda suhu rerata pada zona *desuperheater* (K)

Q_{ds} = beban panas pada zona *desuperheater* (kJ/s)

$U_{c_{ds}}$ = koefisien perpindahan kalor pada zona *desuperheater*
($\text{kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$)

$$A_{ds} = \frac{1656633,3524 \text{ kJ/jam} \times \left(1 \text{ jam} / 3600 \text{ s}\right)}{0,3267 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \times 229,03 \text{ K}} = 6,1501 \text{ m}^2$$

Subzona 1

Shell : Fluida panas

Suhu masuk, $T_{embun} = 524,2400705 \text{ K}$

Suhu keluar, $T' = 474,076 \text{ K}$

Suhu rerata, $T_{av} = \frac{524,2400705 \text{ K} + 474,076 \text{ K}}{2}$

Tube : Fluida dingin

Suhu air masuk zona,

$t'' = 316,46 \text{ K}$

Suhu air keluar zona,

$$= 499,152 \text{ K}$$

Komposisi gas dan sifat fisis pada subzona 1 :

Tabel Kondensor Parsial – 09. Sifat Fisis Fluida pada T_{av} Subzona 1

Komponen	Mr	Y
H ₂	2	0,826250
C ₆ H ₆	78	0,13311
C ₇ H ₈	92,14	0,00275
C ₁₂ H ₁₀	154	0,03789
Total		1,0000
μ (kg/ms)	K (kJ/msK)	Cp (kJ/kmolK)
1,25410E-05	3,9623E-05	29,53899
1,2593E-05	2,3071E-05	138,5142
1,1709E-05	3,0159E-05	169,65267
9,9484E-06	1,6730E-05	263,44199
$y Mr^{0,5}$	$\mu y Mr^{0,5}$	$y Mr^{1/3}$
1,16850	1,4654-05	0,00013
1,17560	1,4804E-05	0,000033
0,0264	3,0915E-07	0,00001
0,47015	4,6773E-06	0,00004
2,80466	3,444E-05	0,00004
$k y Mr^{1/3}$	$y Cp$	
5,0010E-09	24,64961	
1,8772E-10	18,43772	
1,0273E-10	0,46665	
3,0135E-10	9,98079	
5,5928E-09	53,5347	

Viskositas

$$\mu_{av} = \frac{3,444E - 05 \text{ kg/m. s}}{2,84066}$$

$$\mu_{av} = 1,2125E - 05 \text{ kg/m. s}$$

$$t' = 306,62 \text{ K}$$

Suhu rerata,

$$t_{av} = \frac{306,62 + 316,46 \text{ K}}{2}$$

$$= 311,5409 \text{ K}$$

Koefisien Perpindahan Kalor

Koefisien perpindahan kalor

dihitung dengan persamaan :

$$h_i = \frac{4,2(1,35 + 0,02t_{av})v_{lin}^{0,5}}{ID^{0,2}}$$

(Towler dan Sinnott, 2008, halaman 827)

Dengan hubungan :

ID = diameter dalam (mm)

h_i = koefisien transfer panas dalam tube (kJ/m².s.K)

t_{av} = suhu rerata (°C)

v_{lin} = kecepatan linear (m/s)

$$t_{av} = 312,41 \text{ K} = 39,26 \text{ °C}$$

$$h_i = \frac{4,2(1,35 + 0,02 \cdot 39,26)(0,48^{0,8})}{0,01483^{0,2}}$$

$$h_i = 20,5709 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}$$

Konduktivitas Thermal Gabungan

$$k_{thg_{av}} = \frac{5,592E - 09 \text{ kJ/m.s.K}}{0,00004}$$

$$k_{thg_{av}} = 1,3467E - 04 \text{ kJ/m.s.K}$$

Kapasitas Panas

$$C_{p_{av}} = \frac{53,53477 \text{ kJ/kmol.K}}{18,12304 \text{ kg/kmol}}$$

$$C_{p_{av}} = 2,95396 \text{ kJ/kg.K}$$

Massa Molekular Gas

$$M_r = \frac{534,47139 \text{ kg/jam}}{19,55916 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = 18,1230/\text{kmol}$$

Fluks massa

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$G_s = \frac{354,47139 \text{ kg/jam} \times \left(\frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}}\right)}{0,0129 \text{ m}^2}$$

$$G_s = 7,63099 \text{ kg/m}^2.\text{s}$$

$$h_{io} = h_i \times \left(\frac{ID}{OD}\right)$$

$$h_{io} = 20,5709 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2.\text{s.K}}$$

$$\times \frac{0,01483 \text{ m}}{0,01905 \text{ m}}$$

$$h_{io} = 16,0179 \text{ kJ/m}^2.\text{s.K}$$

Bilangan Reynold

$$R_e = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu_{av}}$$

$$R_e = \frac{0,01397 \text{ m} \times 7,63099 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}}{1,21251\text{E} - 05 \text{ kg/m} \cdot \text{s}}$$

$$R_e = 8792$$

Bilangan Prandtl

$$P_r = \frac{C_{p_{av}} \cdot \mu_{av}}{k_{th_{av}}}$$

$$P_r = \frac{2,95396 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \times 1,21251\text{E} - 05 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}}{1,3470\text{E} - 04 \frac{\text{kJ}}{\text{m} \cdot \text{s} \cdot \text{K}}}$$

$$P_r = 0,26598$$

Koefisien Perpindahan Kalor

$$h_o = 0,36 \cdot \frac{k_{th_{av}}}{D_e} \cdot R_e^{0,55} \cdot P_r$$

pada perhitungan $(\mu/\mu_{av}) \sim 1$

$$h_o = 0,36 \times \frac{1,347\text{E} - 05 \frac{\text{kJ}}{\text{m} \cdot \text{s} \cdot \text{K}}}{0,01397 \text{ m}} \times 8792^{0,55} \times 0,1265980,26598^{1/3}$$

$$h_o = 0,3295 \text{ kJ/m}^3 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

Koefisien Perpindahan Kalor Gabungan pada Subzona 1

Koefisien perpindahan kalor gabungan dihitung dengan persamaan :

$$h_o(T_g - T_k) + K_g \cdot M_v \cdot \lambda \cdot (P_{\text{cond}} - P_k) = h_{\text{io}}(T_k - T_w) = U_c(T_g - T_w)$$

Dengan hubungan :

h_{io} = koefisien perpindahan kalor secara konveksi dalam *tube*
pada permukaan luar ($\text{kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$)

h_o = koefisien perpindahan kalor konveksi dalam *shell*
($\text{kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$)

K_g = koefisien transfer massa bahan dari gas ke embunan (m/bar.s)

M_v = massa molekul embunan (kg/kmol)

P_{cond} = tekanan parsial bahan yang dapat mengembun (bar)

P_k = tekanan uap embunan (bar)

T_g = suhu gas (K)

T_k = suhu embunan (K)

T_w = suhu media pendingin (K)

λ = panas laten pengembunan (kJ/kg)

Koefisien Transfer Massa (K_g)

Koefisien transfer massa dihitung dengan persamaan :

$$K_g = \frac{h_o (C_{p_{g_{av}}} \cdot \mu_{av} / k_{th_{av}})^{2/3}}{C_{p_1} \cdot P_{g_f} \cdot M_w \cdot (\mu_1 / \rho_1 \cdot D_{ab})^{2/3}}$$

(Kern, D. Q., Process Heat Transfer, halaman 343)

Dengan hubungan :

- $C_{p_{av}}$ = kapasitas panas fase gas (kJ/kg.K)
 C_{p_l} = kapasitas panas embunan (kJ/kg.K)
 D_{ab} = difusivitas bahan kondansabel (m^2/s)
 h_o = koefisien perpindahan kalor pada *shell* ($kJ/m^2.s.K$)
 $k_{th_{av}}$ = konduktivitas termal gas (kJ/m.s.K)
 M_w = massa molekul uap (kg/kmol)
 P_{g_f} = beda tekanan uap rerata (bar)
 μ_{av} = viskositas rerata fase gas (kg/m.s)
 μ_l = viskositas embunan (kg/m.s)
 ρ_l = rapat massa embunan (kg/m^3)

Difusivitas

Difusivitas dihitung dengan persamaan berikut :

$$D_{ab} = \frac{0,0166 \cdot T^{3/2} \cdot \left(\frac{1}{M_a} + \frac{1}{M_b}\right)^{0,5}}{P_t \cdot \{(v_a^{1/3} + v_b^{1/3})^2\}}$$

Dengan hubungan :

- D_{ab} = difusivitas (ft^2/jam)
 M_a = Massa molekul bahan yang mendifusi (kg/kmol)
 M_b = Massa molekul bahan inert (kg/kmol)
 P_t = tekanan operasi (atm)
 v_a = volume molekular bahan yang mendifusi

v_b = volume molekular bahan inert

Untuk perhitungan ini, bahan yang mendifusi diwakili oleh $C_{12}H_{10}$ dan bahan inert didekati oleh H_2 .

Volume molekular $C_{12}H_{10}$, v_a = $(12 \times 14,8) + (10 \times 3,7) = 214,6$

Volume molekular H_2 , v_b = $2 \times 3,7 = 7,4$

TABLE 13.3. ATOMIC VOLUMES

Bromine.....	27.0
Sulfur.....	25.6
Oxygen.....	7.4
In methyl esters.....	9.1
In higher esters and ethers.....	11.0
In acids.....	12.0
Carbon.....	14.8
Chlorine.....	24.6
Hydrogen.....	3.7
Nitrogen.....	15.6
In primary amines.....	10.5
In secondary amines.....	12.0
For benzene ring formation deduct.....	15
For naphthaline deduct.....	30
For the hydrogen molecule use.....	$v = 14.3$
For air use.....	$v = 29.9$

Gambar Kondensator Parsial – 05. Data Volume Atom

Massa molekul bahan yang mendifusi, M_a = 154 kg/kmol

Massa molekul bahan yang inert, M_b = 2 kg/kmol

$$\text{Tekanan operasi, } P_t = 1,9969 \text{ bar} \times \frac{1 \text{ atm}}{1,01325 \text{ bar}} = 1,97083 \text{ atm}$$

Bila dimasukkan ke persamaan difusivitas diperoleh :

$$D_{ab} = \frac{0,0166 \cdot T^{3/2} \cdot \left(\frac{1}{154} + \frac{1}{2}\right)^{0,5}}{1,3182 \cdot \{(214,6^{1/3} + 7,4^{1/3})^2\}} \frac{\text{ft}^2}{\text{jam}} \times \left(\left(\frac{0,3048 \text{ m}}{1 \text{ ft}} \right)^2 \frac{1 \text{ jam}}{3.600 \text{ s}} \right)$$

$$D_{ab} = 2,155 \times 10^{-7} T^{3/2} \text{ m}^2/\text{s} = 5,102 \times 10^{-6} (441,73)^{3/2} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$D_{ab} = 2,0008 \times 10^{-3} \text{ m}^2/\text{s} \text{ belum sinkron}$$

Dicoba : suhu kondensat, $T_k = 215,01 \text{ K}$

Tekanan uap air, $P_k = P_{\text{uap}} = 0,0000323 \text{ bar}$

$$P_g' = P_t - P_{\text{uap}} = 1,99695 \text{ bar} - 0,0000323 \text{ bar} = 1,99695 \text{ bar}$$

$$P_g'' = P_t - P_{\text{cond}} = 1,99695 \text{ bar} - 1,1 \text{ bar} = 0,89695 \text{ bar}$$

$$P_{gf} = \frac{P_g' - P_g''}{\ln\left(\frac{P_g'}{P_g''}\right)} = 1,347 \text{ bar}$$

Pada, $T_k = 215,01 \text{ K}$

Panas laten pengembunan, $h_{\text{vap}} = 441,3686255 \text{ kJ/kg}$

Viskositas kondensat, $\mu_1 = 0,326 \text{ kg/m.s}$

Rapat massa kondensat, $\rho_1 = 654,97229 \text{ kg/m}^3$

Kapasitas panas kondensat, $C_{p1} = 1,54978 \text{ kJ/kg.K}$

$M_{\text{wv}} = 154 \text{ kg/kmol}$

$$D_{ab} = 1,6076 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\frac{\mu_1}{\rho_l \times D_{ab}} = \frac{0,326 \text{ kg/m.s}}{654,97229 \text{ kg/m}^3 \times 0,001608 \text{ m}^2/\text{s}} = 0,309623197$$

$$K_g = \frac{h_o \cdot (P_r)^{\frac{1}{3}}}{C_{p_l} \cdot P_{g_f} \cdot M_w \cdot \left(\frac{\mu_1}{\rho_l \cdot D_{ab}}\right)^{\frac{1}{3}}}$$

$$K_g = \frac{0,3295 \text{ kJ/m}^3 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \cdot (0,26598)^{1/3}}{1,549779161 \text{ kJ/kg} \cdot \text{K} \cdot 1,37436 \text{ bar} \cdot 154 \text{ kg/kmol} \cdot (0,309)^{1/3}}$$

$$K_g = 0,002086641 \text{ kJ.kmol/m}^2 \cdot \text{bar}$$

Ruas Kiri

$$\begin{aligned} h_o \cdot (T_g - T_k) + K_g \cdot M_v \cdot \lambda \cdot (P_{\text{cond}} - P_k) &= 0,32952632 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \times (499,1583 \text{ K} - \\ &215,01 \text{ K}) + 0,00208664 \text{ kmol.kJ/m}^2 \cdot \text{bar} \times \\ &154 \text{ kg/kmol} \times 441,368625 \text{ kJ/kg} \times \\ &(1,1 - 3,2329\text{E-}15) \text{ bar} \end{aligned}$$

$$h_o \cdot (T_g - T_k) + K_g \cdot M_v \cdot \lambda \cdot (P_{\text{cond}} - P_k) = 249,648092 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s}$$

Ruas Tengah

$$\begin{aligned} h_{i_o} \cdot (T_k - T_w) &= 16,37569 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \times (215,009714 \text{ K} - 306,622617 \text{ K}) \\ &= -1500,22482 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \text{ kalo ini minus, pengaruhnya apa? \end{aligned}$$

$$\text{Nilai ruas kiri} = 249,648092 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$\text{Nilai ruas tengah} = -1500,22482 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s}$$

----- (-)

Beda = 1750 (target = 0, yang diubah Tk)

Kalo ini enggak 0 pengaruhnya apa? kenapa bisa enggak nol?

l--

Ruas Kanan

$U_c (T_g - T_w) = -625,2883637 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s}$ (ini minus, pengaruhnya apa?)

$$U_{C_{\text{subzona1}}} = \frac{-625,2883637 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s}}{524,24007 \text{ K} - 306,62 \text{ K}} = -2,8733374 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

Subzona 2

Shell : Fluida panas

Suhu masuk, $T_1 = 474,076456 \text{ K}$

Suhu keluar, $T_2 = 423,9128422 \text{ K}$

$$\begin{aligned} \text{Suhu rerata, } T_{\text{av}} &= \frac{474,076456 \text{ K} + 423,912 \text{ K}}{2} \\ &= 448,99464 \text{ K} \end{aligned}$$

Komposisi gas dan sifat fisis pada subzona 2 :

Tube : Fluida dingin

Suhu air masuk zona,

$$t_1 = 303,15 \text{ K}$$

Suhu air keluar zona,

$$t_2 = 306,6 \text{ K}$$

Suhu rerata,

$$\begin{aligned} t_{\text{av}} &= \frac{303,15 \text{ K} + 306,6 \text{ K}}{2} \\ &= 304,88631 \text{ K} \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Kalor

Koefisien perpindahan kalor

Tabel Kondensator Parsial – 10. Sifat Fisis Fluida pada T_{av} Subzona 2

Komponen	Mr	kmol/jam
H ₂	2	16,1608
C ₆ H ₆	78	0
C ₇ H ₈	92,14	0
C ₁₂ H ₁₀	154	0
Total		16,1608
kg/jam	Y	μ (kg/m.s)
32,32162	1	1,1539E-05
0	0	1,1346E-05
0	0	1,0571E-05
0	0	8,8790E-06
32,32162	1,0000	
kth _g (kJ/m.s.K)	Cp _g (kJ/kmol.K)	y.Mr ^{0.5}
3,9621E-05	29,5745	1,4142
-5,6512E-06	126,6289	0
-7,7621E-06	155,5858	0
-7,8821E-06	242,5703	0
		1,4142
$\mu \cdot y \cdot Mr^{0.5}$	y.Mr ^{1/3}	kth _{g,y} · Mr ^{1/3}
1,6452E-05	5,5383E-04	1,170E-07

dihitung dengan persamaan :

$$h_i = \frac{4,2(1,35 + 0,02t_{av})v_{lin}^{0,5}}{D_i^{0,2}}$$

(Towler dan Sinnott, 2008, halaman 827)

Dengan hubungan :

D_i = diameter dalam (mm)

h_i = koefisien transfer panas dalam tube (kJ/m².s.K)

t_{av} = suhu rerata (°C)

v_{lin} = kecepatan linear (m/s)

$t_{av} = 306,63 \text{ K} = 33,48 \text{ °C}$

$$h_i = \frac{4,2(1,35 + 0,02 \cdot 33,5)(0,48^{0,8})}{0,01483^{0,2}}$$

$h_i = 19,4568 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}$

$$h_{io} = h_i \times \left(\frac{ID}{OD} \right)$$

$$h_{io} = 19,4568 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}$$

$$\times \frac{0,01483 \text{ m}}{0,01905 \text{ m}}$$

$h_{io} = 15,3468 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}$

1,8045E-05	1,0398E-04	1,901E-09
1,8453E-08	1,4438E-05	3,460E-10
1,0838E-08	7,3345E-06	9,176E-11
1,6452E-05	1,2616E-04	5,001E-09
y.Cpg (kJ/kmol.K)		
29,57404		
0		
0		
0		
29,57404		

Viskositas

$$\mu_{av} = \frac{1,64E - 05 \text{ kg/m. s}}{1,4142}$$

$$\mu_{av} = 1,1633E - 05 \text{ kg/m. s}$$

Konduktivitas Termal Gabungan

$$kth_{gav} = \frac{5,0008E - 09 \text{ kJ/m. s. K}}{0,00013}$$

$$kth_{gav} = 3,969E - 05 \text{ kJ/m. s. K}$$

Massa Molekular Gas

$$Mr = \frac{32,32162 \text{ kg/jam}}{16,16081 \text{ kmol/jam}}$$

$$Mr = 2 \text{ kg/kmol}$$

Kapasitas Panas

$$C_{p_{av}} = \frac{202,2850 \text{ kJ/kmol} \cdot \text{K}}{17,7756 \text{ kg/kmol}}$$

$$C_{p_{av}} = 2,6058 \text{ kJ/kg} \cdot \text{K}$$

Fluks massa :

$$G_s = \frac{32,32162 \text{ kg/jam} \times \left(\frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}}\right)}{0,32952 \text{ m}^2}$$

$$G_s = 0,02724 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

Bilangan Reynold

$$R_e = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu_{av}}$$

$$R_e = \frac{0,01397 \text{ m} \times 0,0272 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}}{1,1633\text{E} - 05 \text{ kg/m} \cdot \text{s}}$$

$$R_e = 32,7$$

Bilangan Prandtl (ini apa?)

$$P_r = \frac{C_{p_{av}} \cdot \mu_{av}}{k_{th_{av}}}$$

$$P_r = \frac{14,787 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \times 1,16120\text{E} - 05 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}}{3,964\text{E} - 05 \frac{\text{kJ}}{\text{m} \cdot \text{s} \cdot \text{K}}}$$

$$Pr = 4,33970$$

Koefisien Perpindahan Kalor

$$h_o = 0,36 \cdot \frac{kth_{av}}{De} \cdot Re^{0,55} \cdot Pr$$

pada perhitungan $(\mu/\mu_{av}) \sim 1$

$$h_o = 0,36 \times \frac{3,9E - 05 \text{ kJ/m.s.K}}{0,01397 \text{ m}} \times 33^{0,55} \times 4,33970^{1/3}$$

$$h_o = 0,011358 \text{ kJ/m}^3 \cdot \text{s.K}$$

Koefisien Perpindahan Kalor Gabungan pada Subzona 2

Koefisien perpindahan kalor gabungan dihitung dengan persamaan :

$$h_o(T_g - T_k) + K_g \cdot M_v \cdot \lambda \cdot (P_{cond} - P_k) = h_{io}(T_k - T_w) = U_c(T_g - T_w)$$

Dengan hubungan :

h_{io} = koefisien perpindahan kalor secara konveksi dalam tube
pada permukaan luar ($\text{kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}$)

h_o = koefisien perpindahan kalor konveksi dalam shell
($\text{kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}$)

K_g = koefisien transfer massa bahan dari gas ke embunan (m/bar.s)

M_v = massa molekul embunan (kg/kmol)

P_{cond} = tekanan parsial bahan yang dapat mengembun (bar)

P_k = tekanan uap embunan (bar)

- T_g = suhu gas (K)
 T_k = suhu embunan (K)
 T_w = suhu media pendingin (K)
 λ = panas laten pengembunan (kJ/kg)

Koefisien Transfer Massa (K_g)

Koefisien transfer massa dihitung dengan persamaan :

$$K_g = \frac{(h_o(Cp_{g_{av}} \cdot kth_{av}/\mu_{av}))^{1/3}}{(Cp_l \cdot P_{g_f} \cdot M_w \cdot (\mu_l/\rho_l \cdot D_{ab}))^{1/3}}$$

(Kern, D. Q., Process Heat Transfer, halaman 343)

Dengan hubungan :

- Cp_{av} = kapasitas panas fase gas (kJ/kg.K)
 Cp_l = kapasitas panas embunan (kJ/kg.K)
 D_{ab} = difusivitas bahan kondansabel (m^2/s)
 h_o = koefisien perpindahan kalor pada *shell* ($kJ/m^2 \cdot s \cdot K$)
 kth_{av} = konduktivitas termal gas (kJ/m.s.K)
 M_w = massa molekul uap (kg/kmol)
 P_{g_f} = beda tekanan uap rerata (bar)
 μ_{av} = viskositas rerata fase gas (kg/m.s)
 μ_l = viskositas embunan (kg/m.s)
 ρ_l = rapat massa embunan (kg/m^3)

Difusivitas

Difusivitas dihitung dengan persamaan berikut :

$$D_{ab} = \frac{0,0166 \cdot T^{3/2} \cdot \left(\frac{1}{M_a} + \frac{1}{M_b}\right)^{0,5}}{P_t \cdot \{(v_a^{1/3} + v_b^{1/3})^2\}}$$

Dengan hubungan :

D_{ab} = difusivitas (ft²/jam)

M_a = Massa molekul bahan yang mendifusi (kg/kmol)

M_b = Massa molekul bahan inert (kg/kmol)

P_t = tekanan operasi (atm)

v_a = volume molekular bahan yang mendifusi

v_b = volume molekular bahan inert

Untuk perhitungan ini, bahan yang mendifusi diwakili oleh C₁₂H₁₀ dan bahan inert didekati oleh H₂.

Volume molekular C₁₂H₁₀, v_a = 214,6

Volume molekular H₂, v_b = 7,4

Massa molekul bahan yang mendifusi, M_a = 154 kg/kmol

Massa molekul bahan yang inert, M_b = 2 kg/kmol

$$\text{Tekanan operasi, } P_t = 1,996 \text{ bar} \times \frac{1 \text{ atm}}{1,01325 \text{ bar}} = 1,97 \text{ atm}$$

Bila dimasukkan ke persamaan difusivitas diperoleh :

$$D_{ab} = \frac{0,0166 \cdot T^{3/2} \cdot \left(\frac{1}{214,6} + \frac{1}{7,4}\right)^{0,5}}{1,3182 \cdot \{(154^{1/3} + 2^{1/3})^2\}} \frac{\text{ft}^2}{\text{jam}} \times \left(\left(\frac{0,3048 \text{ m}}{1 \text{ ft}}\right)^2 \frac{1 \text{ jam}}{3.600 \text{ s}} \right)$$

$$D_{ab} = 5,7535 \times 10^{-8} T^{3/2} \text{ m}^2/\text{s} = 5,7535 \times 10^{-8} (389,69)^{3/2} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$D_{ab} = 3,848 \times 10^{-8} \text{ m}^2/\text{s}$$

Dicoba : suhu kondensat, $T_k = 319.873 \text{ K}$

Tekanan uap air, $P_k = P_{uap} = 1,675 \times 10^{-9} \text{ bar}$

$$P_{g'} = P_t - P_{uap} = 1,3357 \text{ bar} - 2 \times 10^{-9} \text{ bar} = 1,9969 \text{ bar}$$

$$P_{g''} = P_t - P_{cond} = 1,9969 \text{ bar} - 1,1 \text{ bar} = 0,28969 \text{ bar}$$

$$P_{g_f} = \frac{P_{g'} - P_{g''}}{\ln\left(\frac{P_{g'}}{P_{g''}}\right)} = 1,3744 \text{ bar}$$

Pada, $T_k = 319,8726 \text{ K}$

Panas laten penguapan, $h_{vap} = 406,020122 \text{ kJ/kg}$

Viskositas kondensat, $\mu_1 = 0,0029 \text{ kg/m.s}$

Rapat massa kondensat, $\rho_1 = 611,527 \text{ kg/m}^3$

Kapasitas panas kondensat, $C_{p1} = 1,8297 \text{ kJ/kg.K}$

$M_{wv} = 154 \text{ kg/kmol}$

$$D_{ab} = 0,000366127 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\frac{\mu_l}{\rho_l \times D_{ab}} = \frac{0,0028841 \text{ kg/m} \cdot \text{s}}{611,527 \text{ kg/m}^3 \times 0,000366 \text{ m}^2/\text{s}} = 0,01288$$

$$K_g = \frac{h_o \cdot (P_r)^{\frac{1}{3}}}{C_{p_l} \cdot P_{g_f} \cdot M_w \cdot \left(\frac{\mu_l}{\rho_l \cdot D_{ab}}\right)^{\frac{1}{3}}}$$

$$K_g = \frac{0,01135 \text{ kJ/m}^3 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \cdot (4,33970)^{1/3}}{1,8297 \text{ kJ/kg} \cdot \text{K} \cdot 1,374 \text{ bar} \cdot 154 \text{ kg/kmol} \cdot (0,012881)^{1/3}}$$

$$K_g = 50,003709954 \text{ kJ.kmol/m}^2 \cdot \text{bar}$$

Ruas Kiri

$$\begin{aligned} h_o \cdot (T_g - T_k) + K_g \cdot M_v \cdot \lambda \cdot (P_{\text{cond}} - P_k) &= 0,0113462/\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \times (448,99 \text{ K} - \\ &319 \text{ K}) + 0,00371 \text{ kmol.kJ/m}^2 \cdot \text{bar} \\ &\times 154 \text{ kg/kmol} \times 406,0201224 \text{ kJ/kg} \times \\ &(1,1327 - 1,67 \times 10^{-9}) \text{ bar} \end{aligned}$$

$$h_o \cdot (T_g - T_k) + K_g \cdot M_v \cdot \lambda \cdot (P_{\text{cond}} - P_k) = 256,63449 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s}$$

Ruas Tengah

$$\begin{aligned} h_{io} \cdot (T_k - T_w) &= 15,346 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \times (319,8726 \text{ K} - 303,15 \text{ K}) \\ &= 256,6349916 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \end{aligned}$$

$$\text{Nilai ruas kiri} = 256,6349916 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$\text{Nilai luas tengah} = 256,6349916 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s}$$

----- (-)

$$\text{Beda} = 0 \quad (\text{target} = 0, \text{ yang diubah } T_k)$$

Ruas Kanan

$$U_c (T_g - T_w) = 256,6349916 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$U_{c_{\text{subzona2}}} = \frac{256,6349916 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s}}{474,0764 \text{ K} - 303,15 \text{ K}} = 1,5014 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

Koefisien Perpindahan Kalor Gabungan

$$U_c = \frac{Q_t}{\frac{Q_{ds}}{U_{c_{ds}}} + \frac{Q_{\text{subzona1}}}{U_{c_{\text{subzona1}}}} + \frac{Q_{\text{subzona2}}}{U_{c_{\text{subzona2}}}}}$$

$$U_c = \frac{2114638,145 \text{ kJ/jam}}{\frac{740885,940 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{0,3267 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} + \frac{1089222,744 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{-2,8733 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} + \frac{384529,46 \text{ kJ/jam}}{1,5014 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}}$$

$$U_c = 1,0325 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

8. Faktor Pengotoran

$$R_d = \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c}$$

$$R_d = \frac{1 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kj}}{0,211622} - \frac{1 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kj}}{1,0325} = 3,756913535 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kj}$$

Faktor Pengotoran Minimum

$$\begin{aligned} R_{d_{\min}} &= 0,003 \text{ ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}/\text{BTU} \\ &= 0,1763 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}/\text{kJ} \end{aligned}$$

9. Penurunan Tekanan

Shell

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot (N + 1) \cdot G_s^2 \cdot ID_s}{2 \cdot \rho_f \cdot D_e}$$

(Kern, D. Q., halaman 273)

Dengan hubungan :

f = Faktor friksi

G_s = Fluks massa ($\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$)

ID_s = Diameter dalam *shell*

(m)

(N+1) = Jumlah *baffle*

ρ_f = rapat massa embunan (kg/m^3)

D_e = Diameter ekivalen (m)

ΔP_s = Penurunan tekanan (Pa)

Tube

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{4f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot np}{2 \cdot \rho_{\text{air}} \cdot D_i}$$

(Kern, D. Q., halaman 273)

Dengan hubungan :

f = Faktor friksi

G_t = Fluks massa air ($\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$)

L = panjang *tube* (m)

np = jumlah *pass*

ρ_f = rapat massa embunan (kg/m^3)

D_i = Diameter dalam *tube* (m)

ΔP_t = Penurunan tekanan (Pa)

Jumlah *Baffle*

$$(N + 1) = L / B$$

$$(N + 1) = \frac{3,6576 \text{ m}}{0,254 \text{ m}} = 14$$

Bilangan Reynold

$$R_e = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu_f}$$

$$R_e = \frac{0,01397 \text{ m} \times 7,631 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}}{0,00001 \text{ kg/m} \cdot \text{s}}$$

$$R_e = 8791,90$$

Faktor Friksi

Dihitung dengan persamaan :

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{R_e^{0,42}}$$

(Kern, D. Q., halaman 53)

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(8791,90)^{0,42}} = 0,0093$$

Penurunan Tekanan

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot (N + 1) \cdot G_s^2 \cdot ID_s}{2 \cdot \rho_f \cdot De}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0093 \cdot 14 \cdot (7,631 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s})^2}{2 \cdot 611,5272 \text{ kg/m}^3}$$

Prarancangan Pabrik Biphenyl dari Benzene
Kapasitas 10.000 ton/tahun
 $\times \frac{3,6576 \text{ m}}{0,01397 \text{ m}}$

$$\Delta P_s = 1,626912988 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-2}$$

Faktor Friksi

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{R_e^{0,32}}$$

(Kern, D. Q., halaman 53)

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{(21834)^{0,32}}$$

$$f = 0,0065$$

Penurunan Tekanan

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{4f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot np}{2 \cdot \rho_{\text{air}} \cdot D_i}$$

$$\Delta P_t = \frac{4 (0,0065) \cdot (1521,71 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s})^2}{2 \cdot 995 \text{ kg/m}^3}$$

$$\times \frac{3,6576 \times 2}{0,01483 \text{ m}}$$

$$\Delta P_t = 10101,173 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-2}$$

$$\Delta P_t = 10101,173 \text{ Pa}$$

Penurunan Tekanan Karena Belokan

$$\Delta P_r = \frac{v^2 \cdot \rho \cdot np}{2}$$

$$\Delta P_r = \frac{1,2575 \cdot 1.013,670 \text{ kg/m}^3 \cdot 2}{2}$$

$$\Delta P_r = 1573,2954 \text{ Pa}$$

Penurunan Tekanan Total pada *Tube*

RINGKASAN KONDENSOR PARSIAL (CD – 01)

Tugas : Mengembunkan produk berupa gas campuran yang keluar dari Reaktor (R-01) sebanyak 4629,757 kg/jam dengan media air pendingin dari 30 °C sampai 50 °C.

Jenis alat : Penukar kalor berupa *shell* dan *tube*.

Kondisi operasi : Suhu masuk : 376,78 °C
 Suhu keluar : 90,51 °C
 Tekanan : 1,3357 atm

Luas transfer panas : 14,885039 m²

Dimensi :

	<u>Shell</u>		<u>Tube</u>
ID Shell	: 0,4064 in	OD, BWG	: 0,01905 m
nt	: 176	ID	: 0,01483 m
Pass	: 2	Pitch	: 0,02381 m
			triangular pitch
		Panjang	: 3,6576 m
		Pass	: 2

Bahan konstruksi : *Stainless steel grade 321*

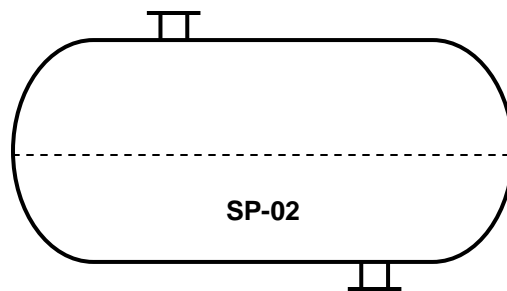
Jumlah : 1 unit

SEPARATOR – 02 (SP – 02)

Tugas : Memisahkan campuran fase uap dan fase cair sebanyak 2807,742 kg/jam yang keluar dari Kondensor Parsial (CD – 01).

Kondisi operasi : T : 150,76 °C

P : 1,1 atm



Gambar Separator – 02 – 01. Separator

Komposisi bahan masuk separator :

Tabel Separator – 02 – 01. Komposisi Bahan Masuk Separator - 02

Komponen	Mr (kg/kmol)	kmol/jam	kg/jam	fraksi mol
H ₂	2	16,16081	32,322	0,44916
C ₆ H ₆	78	3,56654	278,190	0,09913
C ₇ H ₈	92,14	0,09188	8,466	0,00255
C ₁₂ H ₁₀	154	16,16081	2488,764	0,44916
Total		35,98004	2807,742	1,00000

Langkah perhitungan :

1. Menuliskan bahan masuk separator
2. Menentukan kecepatan uap
3. Menentukan diameter minimum
4. Menentukan tinggi cairan di dalam separator
5. Menentukan ukuran separator
6. Menentukan bahan konstruksi

Asumsi :

1. Separator bekerja dalam keadaan tunak

1. Komposisi Bahan Masuk Separator

- a) Komposisi uap

Tabel Separator – 02 – 02. Komposisi Uap Masuk Separator – 02

Komponen	Mr (kg/kmol)	y_i	kmol/jam	kg/jam
H ₂	2	0,44916	16,16081	32,322
C ₆ H ₆	78	0,09913	0,00000	0,000
C ₇ H ₈	92,14	0,00255	0,00000	0,000
C ₁₂ H ₁₀	154	0,44916	0,00000	0,000
Total		1,00000	16,16081	32,322

- b) Komposisi cair

Tabel Separator – 02 – 03. Komposisi Cair Masuk Separator – 02

Komponen	Mr (kg/kmol)	x_i	kmol/jam	kg/jam
H ₂	2	0	0,00000	0,000
C ₆ H ₆	78	0,100	3,56654	278,190
C ₇ H ₈	92,14	0,003	0,09188	8,466
C ₁₂ H ₁₀	154	0,897	16,16081	2488,764
Total		1,000	19,81923	2775,421

2. Menentukan Kecepatan Uap

Berdasarkan Wallas, S.M., “*Chemical Process Equipment*”, *Rule of Thumbs*, halaman XVIII, *Vessel (Drums)* No. 9 untuk menentukan kecepatan uap, dihitung dengan persamaan :

$$V = K \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_v} - 1}$$

Dimana $K = 0,35$

Berdasarkan Yaws, C.L., “*Chemical Properties Handbook*” untuk menghitung rapat massa, dapat dihitung dengan persamaan :

$$\rho = \frac{A}{B \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dengan hubungan :

ρ : rapat massa (kmol/m^3)

A, B, n : konstanta

T : suhu operasi (K)

Tc : suhu kritis (K)

Rapat massa fase cair

$$T = 423,913 \text{ K}$$

Tabel Separator – 02 – 04. Perhitungan Rapat Massa

Komponen	m (kg/jam)	ρ (kg/m^3)	m/ ρ
H ₂	0,000	0,000	0,000
C ₆ H ₆	278,190	212,979	1,306

C ₇ H ₈	8,466	252,556	0,034
C ₁₂ H ₁₀	2488,764	564,462	4,409
Total	2775,421		5,749

$$\rho_1 = \frac{2775,421 \text{ kg/jam}}{5,749 \text{ m}^3/\text{jam}} = 482,783 \text{ kg/m}^3$$

Komposisi uap :

Tabel Separator – 02 – 05. Komposisi Uap

Komponen	Mr (kg/kmol)	kg/jam	kmol/jam
H ₂	2	32,322	16,161
C ₆ H ₆	78	0,000	0,000
C ₇ H ₈	92,14	0,000	0,000
C ₁₂ H ₁₀	154	0,000	0,000
Total		32,322	16,161

Massa molekul uap

$$M_v = \frac{32,322 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{16,161 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}} = 2 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

Rapat massa uap

$$\rho_v = \frac{M_v \times P_t}{R \times T}$$

$$\rho_v = \frac{2 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \times 1,1326 \text{ bar}}{0,08314 \frac{\text{m}^3 \cdot \text{bar}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \times 423,913 \text{ K}} = 0,624 \text{ kg/m}^3$$

Kecepatan linier

$$v_{\text{lin}} = 0,35 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times \left(0,3048 \frac{\text{m}}{\text{ft}}\right) \times \sqrt{\frac{482,783 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,6242 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} - 1}$$

$$v_{\text{lin}} = 9,3813 \text{ m/s}$$

Kecepatan volume uap :

$$Q_v = \frac{32,322 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \left(\frac{\text{jam}}{3600\text{s}}\right)}{0,06242 \text{ kg/m}^3} = 0,14383 \text{ m}^3/\text{s}$$

Luas penampang separator :

$$A = \frac{0,1438/\text{s}}{9,3813 \text{ m/s}} = 0,015 \text{ m}^2$$

3. Menentukan Diameter Minimum

Diameter separator

$$D_t = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}}$$

$$D_t = \sqrt{\frac{4 \times 0,01533 \text{ m}^2}{3,14}}$$

$$D_t = 0,1662 \text{ m}$$

Maka dipilih diameter $D_t = 0,1397175 \text{ m}$

4. Menentukan Tinggi Cairan dalam Separator

a) Waktu Tinggal Cairan

Waktu tinggal cairan berkisar antara 5 sampai 10 menit (Wallas, S.M., “*Chemical Process Equipment*”, *Rule of Thumbs*, halaman XVIII, *Vessel (Drums)* No. 5). Maka dipilih waktu tinggal (θ) = 10 menit.

v_1 = kecepatan volume x waktu tinggal

$$v_1 = 5,749 \text{ m}^3/\text{jam} \times (\text{jam}/60 \text{ menit}) \times (10 \text{ menit}) = 0,95813 \text{ m}^3$$

b) Luas penampang

$$A = \frac{\pi \times D_t^2}{4}$$

$$A = \frac{3,14 \times (1 \text{ m})^2}{4} = 0,7854 \text{ m}^2$$

c) Tinggi cairan

$$HI = \frac{0,95813 \text{ m}^3}{0,7854 \text{ m}^2} = 1,2199 \text{ m}$$

5. Menentukan Ukuran Separator

Rasio tinggi/diameter berkisar antara 3 sampai 5 (Wallas, S.M., “*Chemical Process Equipment*”, *Rule of Thumbs*, *Vessel (Drums)* No, 4).

Dipilih rasio = 3

Tinggi separator, $H_t = 3 \times 1 \text{ m} = 3 \text{ m}$

6. Menentukan Bahan Konstruksi Separator

Bahan konstruksi dipilih *stainless steel grade 321*.

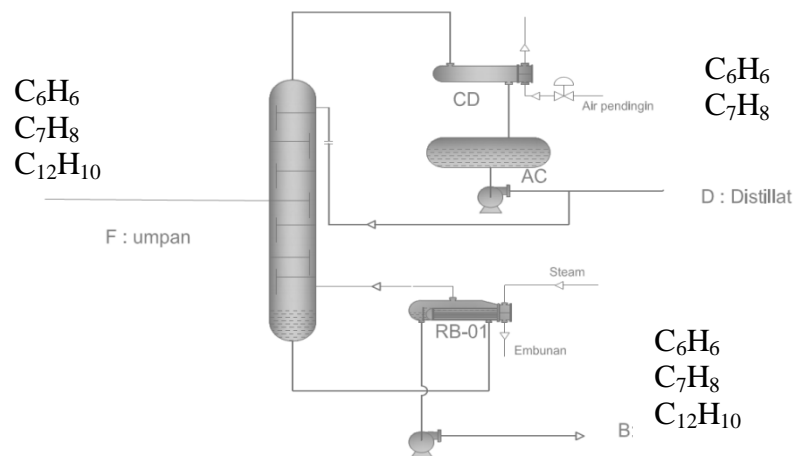
RINGKASAN SEPARATOR – 02 (SP – 02)

Tugas	: Memisahkan campuran fase uap dan fase cair sebanyak 2807,742 kg/jam yang keluar dari Kondensor Parsial (CD – 01).
Jenis alat	: Tangki silinder vertikal
Kondisi operasi	: T = 362,54 K = 150,76 C P = 1,1 bar = 1,0856 atm
Diameter	: 1 m
Tinggi	: 3 m
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel grade 321</i>
Jumlah	: 1 unit

MENARA DISTILASI (MD – 01)

Tugas : Memisahkan $C_{12}H_{10}$ dari campuran C_6H_6 dan C_7H_8 yang keluar dari Separator – 02 (SP – 02) sehingga kadar $C_{12}H_{10}$ yang dihasilkan mencapai 99,3%.

Jenis alat :



Gambar MD – 01. Menara Distilasi

Komposisi bahan masuk menara distilasi :

Tabel Menara Distilasi – 01. Komposisi Bahan Masuk

Komponen	kg/jam	Mr (kg/kmol)	kmol/jam	fraksi mol
C_6H_6	278,1903715	78,00	3,56654	0,17995
C_7H_8	8,465852152	92,14	0,09188	0,00464
$C_{12}H_{10}$	2488,76443	154,00	16,16081	0,81541
Total	2775,420653		19,81923	1,00000

Langkah perhitungan :

1. Kondisi operasi
2. Jumlah *plate* minimum
3. Refluks minimum
4. Refluks operasi
5. Jumlah *plate* ideal
6. Efisiensi *plate*
7. Jumlah *plate* aktual
8. Letak *plate* umpan
9. Diameter dan tinggi menara
10. *Pressure drop*

Asumsi :

1. Menara distilasi bekerja pada keadaan tunak

1. Kondisi Operasi

Komponen kunci

Dipilih : komponen kunci ringan (lk) = C_7H_8

komponen kunci berat (hk) = $C_{12}H_{10}$

Suhu didih umpan

Dihitung secara iteratif sampai diperoleh $\sum y_i = \sum K_i \cdot x_i = 1$

$T_{\text{didih}} = 424 \text{ K} = 151 \text{ }^\circ\text{C}$

Tabel Menara Distilasi – 02. Iterasi Suhu Didih Umpan

Komponen	fraksi mol (x_i)	Puap (bar)	$K_i =$ Puap/ P_{total}	$y_i = K_i \cdot x_i$	$\alpha_i =$ K_i/K_{hk}
C_6H_6	0,17995	5,82043	5,29130	0,95219	2,10973
C_7H_8	0,00464	2,75885	2,50805	0,01163	1,00000
$C_{12}H_{10}$	0,81541	0,04881	0,04438	0,03618	0,01769
Total	1,00000			1,00000	

Komposisi distilat dan residu

Dihitung dengan korelasi *Hengstebeck* seperti yang dibahas Van Winkle, *Distillation*, Mc. Graw Hill, New York (1967), halaman 291.

$$\ln\left(\frac{D_i}{B_i}\right) = C \cdot \ln(\alpha_i)$$

Dengan hubungan :

B_i : Kecepatan mol komponen i pada residu (kmol/jam)

C : Konstanta

D_i : Kecepatan mol komponen i pada distilat (kmol/jam)

α_i : Volatilitas relatif komponen i

Tinjauan komponen kunci :

C_6H_6 hasil atas maksimum = 99,8 %

Komponen kunci ringan C_7H_8

Komponen kunci ringan yang terpungut sebagai hasil atas :

$$= 99,8 \% \times 3,56654 \text{ kmol/jam}$$

$$= 3,55941 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Mol C}_7\text{H}_8 = 3,55941 \text{ kmol/jam}$$

Komponen kunci ringan yang terpungut sebagai hasil bawah :

$$= 0,2 \% \times 3,55941 \text{ kmol/jam}$$

$$= 0,00713 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Mol C}_6\text{H}_6 = 0,00713 \text{ kmol/jam}$$

$$\ln \left(\frac{D_i}{B_i} \right) = \ln \left(\frac{3,55941 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}}{0,007137 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}} \right) = 6,2126$$

$$\ln(\alpha_i) = \ln(2,0973)$$

Komponen kunci berat C₁₂H₁₀

Komponen kunci berat yang terpungut sebagai hasil atas :

$$= 0,2 \% \times 0,09188 \text{ kmol/jam}$$

$$= 0,00018 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Mol C}_7\text{H}_8 = 0,00018 \text{ kmol/jam}$$

Komponen kunci berat yang terpungut sebagai hasil bawah :

$$= 99,8 \% \times 0,09188 \text{ kmol/jam}$$

$$= 0,092 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Mol C}_{12}\text{H}_{10} = 0,092 \text{ kmol/jam}$$

$$\ln\left(\frac{D_i}{B_i}\right) = \ln\left(\frac{0,00018 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}}{0,0917 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}}\right) = -6,21261$$

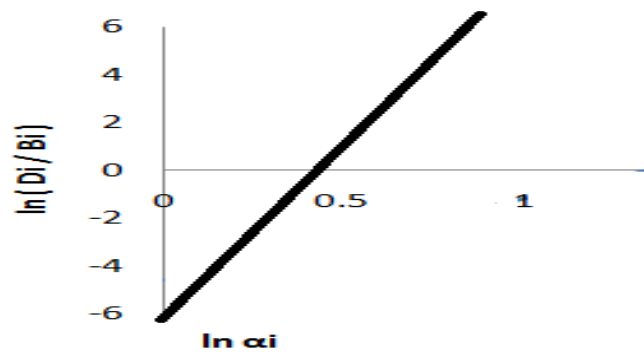
$$\ln(\alpha_i) = \ln 1 = 0$$

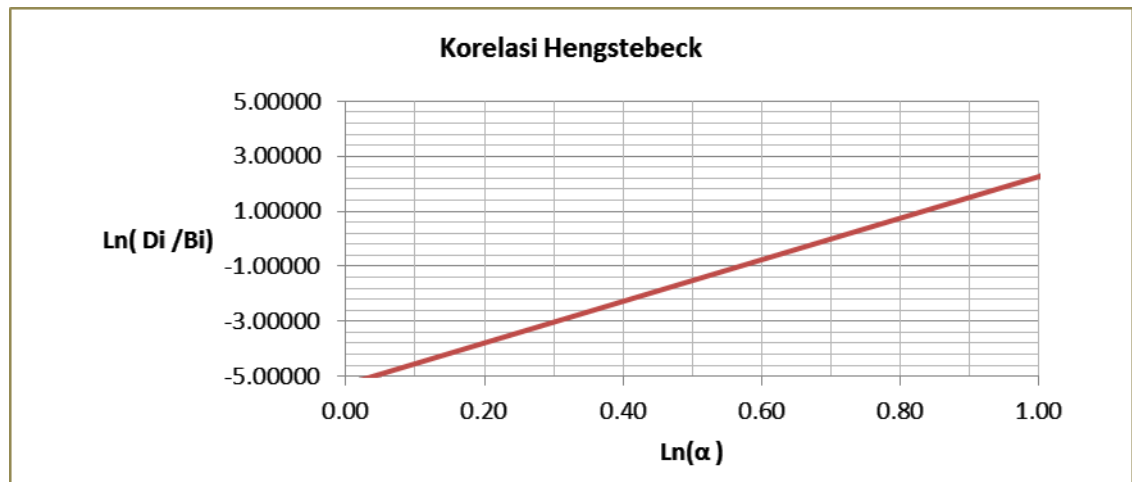
Dibuat persamaan hubungan antara $\ln\left(\frac{D_i}{B_i}\right)$ terhadap $\ln(\alpha_i)$:

Tabel Menara Distilasi – 04. Hubungan $\ln(D_i/B_i)$ dan $\ln(\alpha_i)$

Komponen	$\ln\left(\frac{D_i}{B_i}\right)$	$\ln(\alpha_i)$
C ₆ H ₆	6,21261	0,74656
C ₇ H ₈	-6,21261	0,00000

Grafik Hengstebeck





Gambar Menara Distilasi – 02. Grafik *Hengstebeck*

$$Y = \ln\left(\frac{D_i}{B_i}\right)$$

D_i : Kecepatan mol distilat masing-masing komponen

B_i : Kecepatan mol residu masing-masing komponen

$$x = \ln(\alpha)$$

$$Y = ax + b$$

Menghitung nilai a dan b

$$0,74656 + b = 6.21261$$

$$0 \quad a + b = -6.21261 \quad \text{----->} \quad \begin{aligned} b &= -6,21261 \\ a &= 16,6433 \end{aligned}$$

$$\ln\left(\frac{D_i}{B_i}\right) = a \ln(\alpha) + b$$

$$\frac{D_i}{B_i} = \exp(a \ln(\alpha) + b)$$

$$D_i = B_i \exp(a \ln(\alpha) + b)$$

$$D_i + B_i = F_i$$

$$B_i (\exp(a \ln(\alpha) + b)) + B_i = F_i$$

$$B_i (1 + \exp(a \ln(\alpha) + b)) = F_i$$

$$B_i = \frac{F_i}{1 + \exp(a \ln(\alpha) + b)}$$

Maka diperoleh neraca massa pada menara distilasi adalah sebagai berikut :

Tabel Menara Distilasi – 05. Neraca Massa Menara Distilasi

Komponen	Masuk		Distilat		Residu	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C ₆ H ₆	3,56654	278,190	3,55941	277,634	0,00713	0,556
C ₇ H ₈	0,09188	8,466	0,00018	0,556	0,09170	8,449
C ₁₂ H ₁₀	16,16081	2488,764	0,00000	0,000	16,16081	2488,764
Total	19,81923	2775,421	3,55959	278,190	16,25964	2497,770

a. Kondisi operasi atas

1) Suhu embun distilat

Dihitung dengan cara iterasi sampai diperoleh $\sum x_i = \sum y_i/K_i = 1$

$$T_{\text{embun}} = 356 \text{ K} = 83 \text{ }^\circ\text{C}$$

Tabel Menara Distilasi – 06. Iterasi Suhu Embun Distilat

Komponen	kmol/jam	Y _i	Puap (bar)	K _i = Puap/P _t	x _i = y _i /K _i	a _i = K _i /K _{hk}
C ₆ H ₆	3,55941	0,99995	1,10009	1,00008	0,99987	2,5629
C ₇ H ₈	0,00018	0,00005	0,42924	0,39022	0,00013	1,0000
C ₁₂ H ₁₀	0,00000	0,00000	0,00199	0,00181	0,00000	0,0046
Total	3,55959	1,00000			1,00000	

2) Suhu didih distilat

Dihitung dengan cara iterasi sampai diperoleh $\sum y_i = \sum x_i K_i = 1$

$$T_{\text{didih}} = 356 \text{ K} = 83 \text{ }^\circ\text{C}$$

Tabel Menara Distilasi – 07. Iterasi Suhu Didih Distilat

Komponen	kmol/jam	x_i	Puap (bar)	$K_i =$ Puap/Pt	$y_i = K_i x_i$	$a_i =$ K_i/K_{hk}
C ₆ H ₆	3,55941	0,99995	1,10004	1,00003	0,99998	2,56274
C ₇ H ₈	0,00018	0,00005	0,42922	0,39020	0,00002	0,99995
C ₁₂ H ₁₀	0,00000	0,00000	0,00199	0,00181	0,00000	0,00463
Total	3,55959	1,00000			1,00000	

b. Kondisi operasi bawah

Kondisi operasi bawah merupakan suhu didih dari residu, dihitung secara

iterasi sampai diperoleh $\sum y_i = \sum x_i K_i = 1$

$$T_{\text{didih}} = 529 \text{ K}$$

Tabel Menara Distilasi – 08. Iterasi Kondisi Operasi Bawah

Komponen	kmol/jam	x_i	Puap (bar)	$K_i =$ Puap/Pt	$y_i = K_i x_i$	$a_i =$ K_i/K_{hk}
C ₆ H ₆	0,00713	0,00044	31,56213	28,69285	0,01259	1,7732
C ₇ H ₈	0,09170	0,00564	17,79987	16,18170	0,09126	1,0000
C ₁₂ H ₁₀	16,16081	0,99392	0,99181	0,90165	0,89617	0,0557
Total	16,25964	1,00000			1,00001	

2. Jumlah Plate Minimum

Jumlah plate minimum dihitung dengan persamaan *Fenske Underwood* :

$$N_{\text{min}} = \frac{\ln \left[\left(\frac{x_{lk}}{x_{hk}} \right) D \left(\frac{x_{hk}}{x_{lk}} \right) B \right]}{\ln(\alpha_{av})}$$

Dengan hubungan :

- N_{min} : Jumlah *plate* minimum
 x_{lk} : Fraksi mol komponen kunci ringan
 x_{hk} : Fraksi mol komponen kunci berat
 D : Distilat
 B : Residu
 α_{av} : Volatilitas relatif rerata

Volatilitas relatif dihitung dengan persamaan :

$$\alpha_{av} = \sqrt{\alpha_D \alpha_B}$$

$$\alpha_{av} = (\sqrt{2,5629 \times 1,77317}) = 2,13176$$

$$N_{min} = \frac{\ln \left[\left(\frac{0,99995}{0,00005} \right) \times \left(\frac{0,00564}{0,00044} \right) \right]}{\ln(2,13176)} = 16$$

3. Refluks Minimum

Refluks minimum dihitung dengan persamaan *Underwood* :

$$1 - q = \sum_1^3 \frac{\alpha_i x_{fi}}{\alpha_i - \theta}$$

$$R_{min} + 1 = \sum_1^3 \frac{\alpha_{Di} X_{Di}}{\alpha_{Di} - \theta}$$

Dengan hubungan :

q : Kondisi thermal umpan (panas yang diperlukan untuk menjadikan 1 mol umpan uap jenuh/panas laten molal

Dimana $q = 1$, bila umpan dalam keadaan cair jenuh

$q = 0$, bila umpan dalam keadaan uap jenuh

R_{min} : Refluks ratio minimum

x_i : Fraksi mol masing-masing komponen

f : Indek umpan

D : Indek untuk distilat

α : Volatilitas relatif masing-masing komponen

Θ : Konstanta *Underwood*

Konstanta *Underwood*

Dipilih : Umpan masuk pada keadaan cair jenuh, maka $q = 1$

Persamaan *Underwood* menjadi :

$$\sum_{f=1}^3 \frac{\alpha_f x_f}{\alpha_f - \Theta} = 0$$

$\Theta = 1,01396$ (iterasi)

Tabel Menara Distilasi – 09. Iterasi Konstanta *Underwood*

Komponen	fraksi mol	$\alpha_f = K_f/K_{hk}$	$\alpha_f x_f$	$\alpha_f - \Theta$	$\alpha_f x_f / \alpha_f - \Theta$
C_6H_6	0,17995	2,10973	0,37965	1,09576	0,34647
C_7H_8	0,00464	1,00000	0,00464	-0,01396	-0,33199
$C_{12}H_{10}$	0,81541	0,01769	0,01443	-0,99627	-0,01448
Total	1,00000				0,00000

Reflux Rasio minimum

$$R_{\min} + 1 = \sum_1^3 \frac{\alpha_{Di} X_{Di}}{\alpha_{Di} - \theta}$$

Tabel Menara Distilasi – 10. Refluks Rasio Minimum

Komponen	X _d	$\alpha_d = \frac{K_d}{K_h k}$	$\alpha_d x_d$	$\alpha_d - \theta$	$\frac{\alpha_d x_d}{\alpha_d - \theta}$
C ₆ H ₆	0,99995	2,56286	2,56273	1,54890	1,65455
C ₇ H ₈	0,00005	1,00000	0,00005	-0,01396	-0,00370
C ₁₂ H ₁₀	0,00000	0,00000	0,00000	-1,01396	0,00000
Total	1,00000				1,65085

$$R_{\min} = 1,65085 - 1 = 0,65085$$

4. Refluks Operasi

Refluks rasio operasi berkisar antara 1,05 sampai 1,25 R_{min} (berdasarkan Towler, G., Ray Sinnot, 2008, “*Chemical Engineering Design*”, Elsevier, San Diego, halaman 181).

$$\text{Dipilih refluks operasi} = 1,25 \times R_{\min}$$

$$= 1,25 \times 0,65085$$

$$= 0,81357$$

5. Jumlah *Plate Ideal*

Diperoleh dengan korelasi *Gilliland*, grafik diperoleh dari Ludwig, E.E., 1987, “*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant*”, Gulf Publishing, Houston, Ed III, Vol 2, halaman 30.

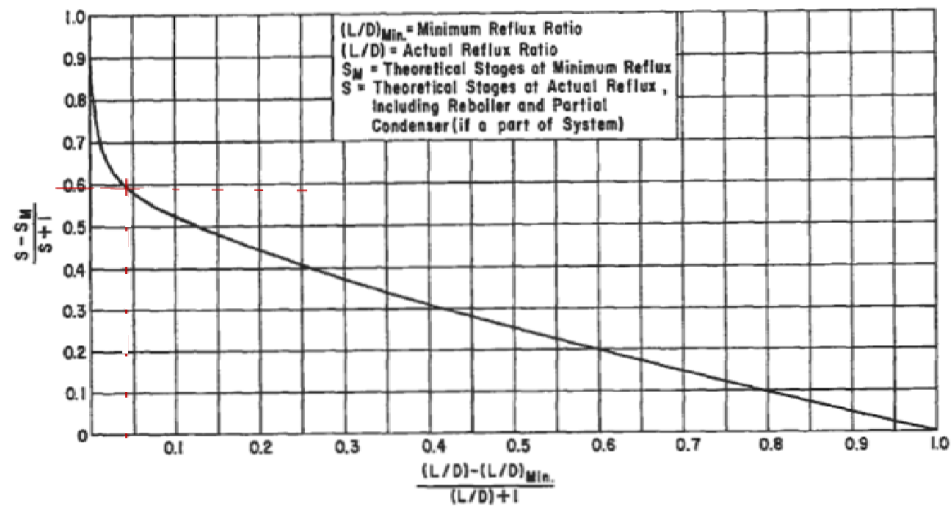


Figure 8-24A. Correlation of theoretical plates with reflux ratio.

Gambar Menara Distilasi – 03. Grafik *Gilliland*

$$\frac{R_{op} - R_{min}}{R_{op} + 1} = \frac{0,81357 - 0,65085}{0,81357 + 1} = 0,08972$$

Diperoleh :

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 0,51$$

$N_{min} = 7$, maka

$$N_{ideal} = \frac{16,51}{0,49} = 34$$

6. Efisiensi Plate

Didekati dengan cara *O'Connell* (berdasarkan Towler, G., Ray Sinnott, 2008, “*Chemical Engineering Design*”, Elsevier, San Diego, halaman 701 tentang hubungan antara $\alpha_f \times \mu_f$ dengan efisiensi plate).

Dimana :

α_f = Volatilitas relatif dalam umpan

μ_f = Viskositas rerata dalam umpan

Viskositas rerata pada umpan menara

Suhu = 424 K

Tabel Menara Distilasi – 11. Perhitungan $\alpha_f \mu_f x_f$

Komponen	fraksi mol	μ_f Cp	α_f	$\alpha_f \mu_f x_f$
C ₆ H ₆	0,17995	0,17123	2,10973	0,03081
C ₇ H ₈	0,00464	0,19694	1,00000	0,00091
C ₁₂ H ₁₀	0,81541	0,54564	0,01769	0,44492
Total	1,00000			0,47665

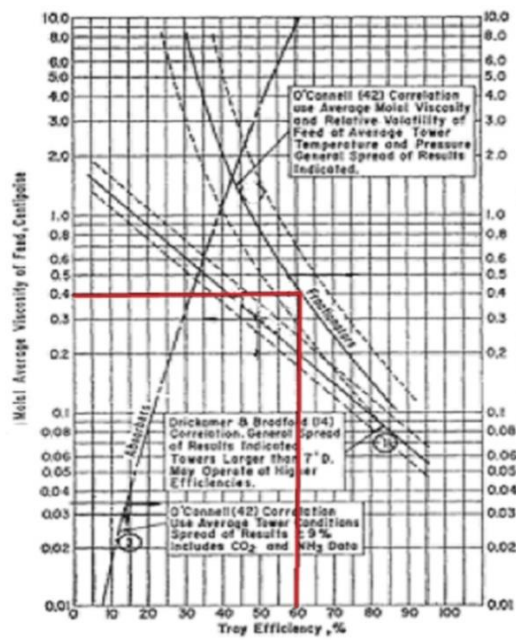


Figure 8-29. Empirical correlations of overall efficiencies for Fractionation and Absorption.

Gambar Menara Distilasi – 04. Grafik Korelasi *O'Connell*

Dari gambar korelasi *O'Connell*, diperoleh efisiensi = 57,25 %.

7. Jumlah *Plate* Aktual

$$N_{\text{aktual}} = \frac{N_{\text{ideal}}}{\text{Eff}}$$

Dengan hubungan :

Eff = Efisiensi *plate*

N_{aktual} = Jumlah *plate* aktual

N_{ideal} = Jumlah *plate* ideal

$$\text{Naktual} = \frac{34}{57,25\%} = 59$$

8. Letak *Plate* Umpan

Dihitung dengan persamaan *Kirk Bridge* (berdasarkan Towler, G., Ray Sinnott, 2008, “*Chemical Engineering Design*”, Elsevier, San Diego, halaman 676).

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

Dengan hubungan :

B = Kecepatan mol residu (kmol/jam)

D = Kecepatan mol distilat (kmol/jam)

N_r = Jumlah *plate* pada *enriching*

N_s = Jumlah *plate* pada *stripping*

b = Residu

d = Distilat

f = Umpan

hk = Komponen kunci berat

lk = Komponen kunci ringan

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0,206 \log \left[\left(\frac{16,25964 \text{ kmol/jam}}{3,55959 \text{ kmol/jam}} \right) \times \left(\frac{0,00464}{0,17995} \right) \times \left(\frac{0,00044}{0,00005} \right)^2 \right]$$

$$= 0,19143$$

$$\frac{N_r}{N_s} = 10^{0,19143} = 1,554$$

$$N_r = 1,55396 N_s$$

$$N_s + N_r = 59$$

$$N_s + 1,55396 N_s = 59$$

$$N_s = \frac{59}{1 + 1,55396} = 23$$

$$N_r = 59 - 23 = 36$$

Maka menara distilasi terdiri dari :

$$\text{Seksi } \textit{enriching}, N_r = 36$$

$$\text{Reboiler} = 1$$

$$\text{Seksi } \textit{stripping} = 22$$

9. Diameter dan Tinggi Menara

Dihitung berdasarkan kecepatan *flooding*, kondisi dievaluasi pada puncak menara dan dasar menara.

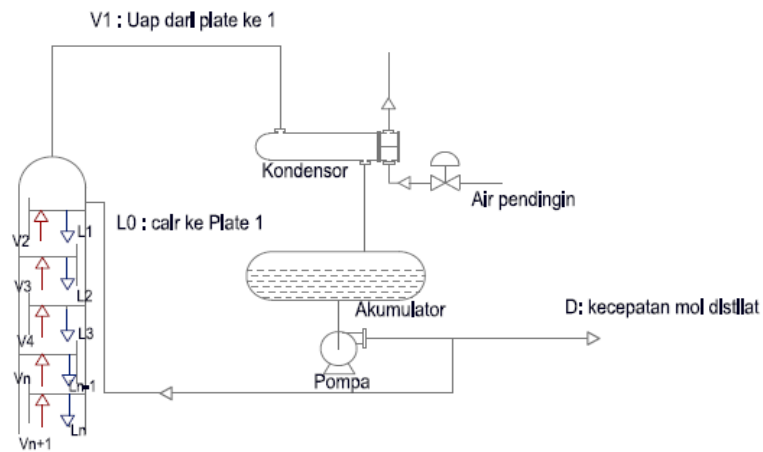
a. Puncak Menara

Sketsa permasalahan

$$\text{Tekanan} = 1,1 \text{ bar} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu uap} = 356 \text{ K} = 83 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu cairan} = 356 \text{ K} = 83 \text{ }^\circ\text{C}$$



Gambar Menara Distilasi – 05. Puncak Menara

Neraca massa :

$$V_1 = L_0 + D$$

$$V_2 = L_1 + D$$

$$V_3 = L_2 + D$$

$$V_n = L_{n-1} + D$$

$$V_{n+1} = L_n + D$$

Untuk aliran konstan molal,

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_n = V_{n+1} = V$$

$$L_0 = L_1 = L_2 = L_3 = L_n = L$$

Neraca komponen pada puncak menara

$$V \cdot y_{1,1} = L \cdot x_{0,1} + D \cdot x_{d1}$$

D : kecepatan mol distilat, kmol/jam

V : kecepatan mol uap, kmol/jam

x_0 : fraksi mol masing-masing komponen pada cairan refluks

x_d : fraksi mol masing-masing komponen pada distilat

$$V = L_o + D$$

$$L_o/D = R_{op}$$

$$V = (R_{op} + 1) \cdot D$$

$$V = (0,81357 + 1) \times 3,55959 \text{ kmol/jam} = 6,45556 \text{ kmol/jam}$$

Fraksi mol uap = fraksi mol distilat karena kondensor total, maka komposisi

uap dapat dihitung berdasarkan persamaan $V_i = V \cdot y_i$

V = kecepatan mol uap total (kmol/jam)

V_i = kecepatan mol masing-masing komponen (kmol/jam)

y_i = fraksi mol masing-masing komponen (kmol/jam)

$$V = 6,45556 \text{ kmol/jam}$$

Tabel Menara Distilasi – 12. Komposisi Uap Puncak Menara

Komponen	Y_i	kmol /jam	M_r (kg/kmol)	kg/jam	fraksi massa
C_6H_6	0.99995	6.45522	78.00	503.507	0.99994
C_7H_8	0.00005	0.00033	92.14	0.031	0.00006
Total	1.0000	6,45522		503,538	1.0000

Komposisi

Dihitung dari persamaan $L_i = V_i - D_i$

L_i : kecepatan mol masing-masing komponen (kmol/jam)

Tabel Menara Distilasi – 13. Komposisi Cair Puncak Menara

Komponen	kmol /jam	Mr (kg/kmol)	kg/jam	fraksi mol	fraksi massa
C ₆ H ₆	2.89581	78.00	225.873	0.99995	0.99994
C ₇ H ₈	0.00015	92.14	0.014	0.00005	0.00006
Total	2,89581		225,873	1.0000	1.0000

Tinjauan Fase Uap

Tekanan = 1,1 bar = 1 atm

Suhu operasi = 356 K = 83 °C

Massa molekul campuran

$$M_{w_v} = \frac{\text{Kecepatan massa uap total}}{\text{Kecepatan mol uap total}} = \frac{503,538 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{6,45556 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}}$$

$M_{w_v} = 78,00 \text{ kg/kmol}$

Rapat massa uap

Didekati dengan persamaan gas ideal :

$$\rho_g = \frac{M_{w_v} \cdot P_t}{R \cdot T}$$

Dengan hubungan :

ρ_g = rapat massa fase uap (kg/m^3)

Mwv = massa molekul uap (kg/kmol)

Pt = tekanan total (bar)

R = konstanta gas ideal ($\text{m}^3 \cdot \text{bar/kmol} \cdot \text{K}$)
 $= 0,08314 \text{ m}^3 \cdot \text{bar/kmol} \cdot \text{K}$

T = suhu operasi (K)

$$\rho_g = \frac{78,02 \text{ kg/kmol} \times 1,1 \text{ bar}}{0,08314 \text{ m}^3 \cdot \text{bar/kmol} \cdot \text{K} \times 356 \text{ K}} = 2,8949 \text{ kg/m}^3$$

Tinjauan Fase Cair

Tekanan operasi = 1,1 bar = 1 atm

Suhu operasi = 356 K = 83 °C

Rapat massa fase cair

$$\rho_l = \frac{\text{kecepatan massa total}}{\text{kecepatan volume total}}$$

Tabel Menara Distilasi – 14. Perhitungan Rapat Massa Puncak Menara

Komponen	kg/jam	ρ_l (kg/m^3)	m/ ρ
C ₆ H ₆	225.873	236.588	0.95471
C ₇ H ₈	0.014	277.164	0.00005

Total	225,887		0,95476
--------------	----------------	--	----------------

$$\rho_1 = \frac{225,887 \text{ kg/jam}}{0,95476 \text{ m}^3/\text{jam}} = 236,59 \text{ kg/m}^3$$

Tegangan Muka

$$\tau = \sum_{i=1}^3 x_{\text{mass}_i} \cdot x_i$$

Dengan hubungan :

τ = Tegangan muka (dyne/cm)

x_{mass} = fraksi massa

Indek :

i = komponen

**Tabel Menara Distilasi – 15. Perhitungan Tegangan Massa
Puncak Menara**

Komponen	kg/jam	Xmass	τ (dyne /cm)	$x_{\text{mass}} \tau$
C ₆ H ₆	225.873	0.99994	20.702	20.70071
C ₇ H ₈	0.014	0.00006	21.192	0.00129
Total	225,887	1.0000		20.70200

Parameter Flooding

$$Fl_v = \frac{L}{V} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0,5}$$

Towler, G. & Sinnott, R., “*Chemical Engineering Design*”, Elsevier, San Diego (2008), halaman 720.

Dengan hubungan :

Fl_v = parameter *flooding*

L = kecepatan massa fase cair (kg/jam)

V = kecepatan massa fase gas (kg/jam)

ρ_g = rapat massa fase uap (kg/m³)

ρ_l = rapat massa fase cair (kg/m³)

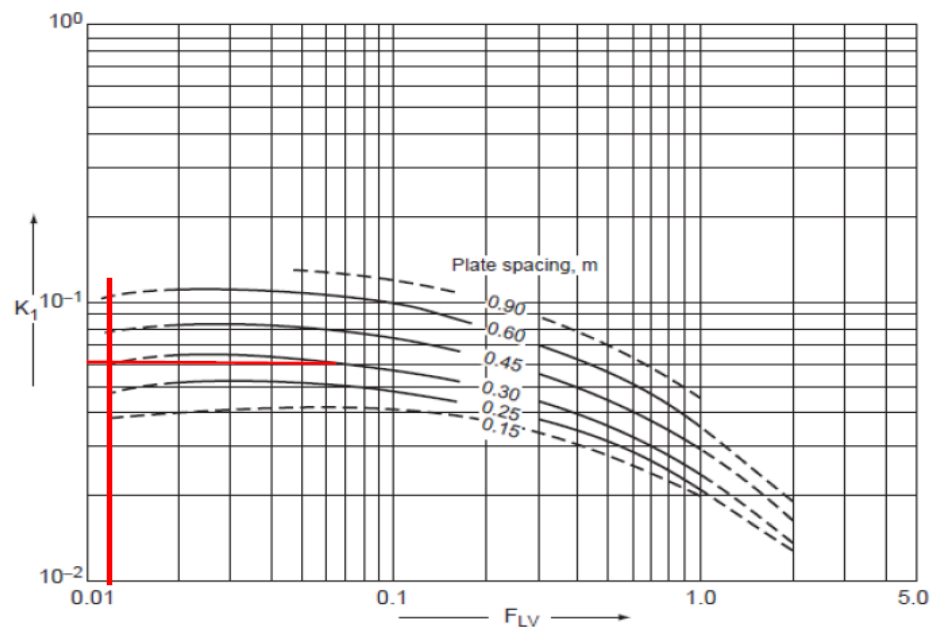
$$Fl_v = \frac{225,887 \text{ kg/jam}}{503,538 \text{ kg/jam}} \left(\frac{2,895 \text{ kg/m}^3}{236,590 \text{ kg/m}^3} \right)^{0,5} = 0,0113$$

Parameter kecepatan *flooding* :

Diperoleh dari fig 11.29 Towler dan Sinnott halaman 720

Dicoba : jarak antar *plate* 0,3 m

Dari fig 11.29, diperoleh $K_1 = 0,08 \text{ m/s}$



Gambar Menara Distilasi – 06. Grafik Parameter Kecepatan *Flooding* Puncak Menara

Kecepatan Uap Maksimum

$$U_f = K_1 \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0.5} \left(\frac{\tau}{20 \text{ dyne/cm}} \right)^{0.2}$$

Persamaan diatas merupakan adaptasi dari persamaan 11.81 Towler dan Sinnott, halaman 720. Dengan hubungan :

K_1 = parameter kecepatan *flooding* (m/s)

U_f = kecepatan uap maksimum (m/s)

ρ_g = rapat massa fase uap (kg/m^3)

ρ_l = rapat massa fase cair (kg/m^3)

τ = tegangan muka (dyne/cm)

Uf

$$= 0,075 \text{ m/s} \left(\frac{236,5902732 \text{ kg/m}^3 - 28949 \text{ kg/m}^3}{2,894874 \text{ kg/m}^3} \right)^{0,5} \left(\frac{20,77 \text{ dyne/cm}}{20 \text{ dyne/cm}} \right)^{0,2}$$

Uf = 0,67853 m/s

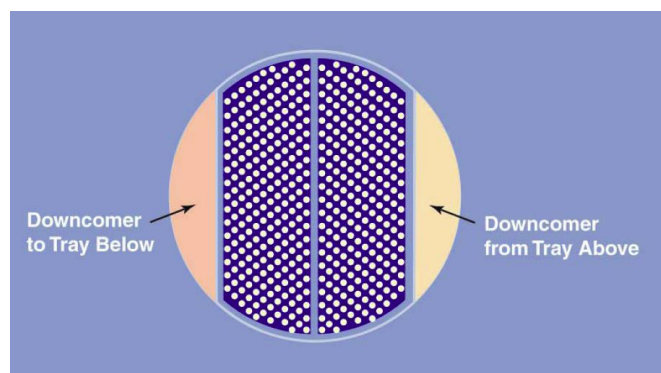
Kecepatan Volume Uap

$$Q_{\text{uap}} = \frac{\text{kecepatan massa uap}}{\text{rapat massa uap}}$$

$$Q_{\text{uap}} = \frac{503,538 \text{ kg/jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{3.600 \text{ s}}}{2,894874 \text{ kg/m}^3} = 0,048317 \text{ m}^3/\text{s}$$

Luas Penampang Menara

Perforated tray, dapat digambarkan seperti dibawah ini :



Gambar Menara Distilasi – 07. *Perforated Tray*

Luasan yang ditempati oleh *downcomer* berkisar antara 10 % sampai 20 % dari luasan menara.

Dirancang : *downcomer* menempati 20 % dari luas total.

Kecepatan operasi uap :

Berkisar antara 80 % sampai 85 % kecepatan linear maksimum (Towler dan Sinnott, halaman 720).

Dirancang : kecepatan operasi 80 % kecepatan maksimum.

$$U_{op} = 80 \% \times U_f = 80 \% \times 1,1947 \text{ m/s} = 0,9558 \text{ m/s}$$

Luas penampang tray :

$$A_t = \frac{Q_{uap}}{80\% \cdot U_{op}}$$

A_t = luas penampang (m^2)

Q_{uap} = kecepatan volume uap (m^3/s)

U_{op} = kecepatan linear uap (m/s)

$$A_t = \frac{0,04831702 \text{ m}^3/\text{s}}{80\% \cdot 0,5428226 \text{ m/s}} = 0,11126 \text{ m}^2$$

Diameter Menara

$$D_t = \sqrt{\frac{4 \cdot A_t}{\pi}}$$

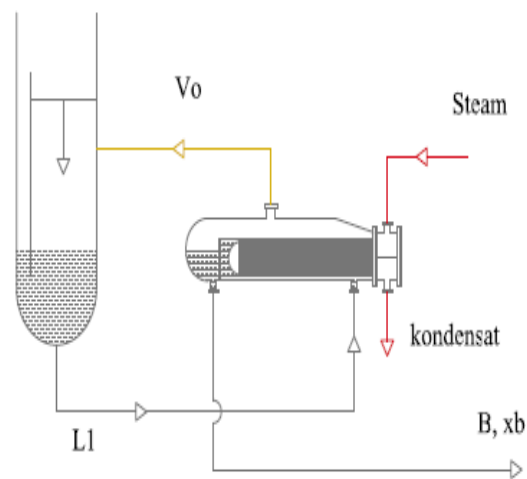
$$D_t = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,1113 \text{ m}^2}{\pi}}$$

$$D_t = 0,3764 \text{ m}$$

Diameter standar :

Dipilih diameter standar = 1 m

b. Dasar Menara



Gambar Menara Distilasi – 08. Dasar Menara

L_1 = kecepatan massa cairan (kg/jam)

V_0 = kecepatan massa uap (kg/jam)

B = kecepatan massa residu (kg/jam)

x_i = fraksi mol pada fase cair

y_i = fraksi mol pada fase uap

x_b = fraksi mol masing-masing komponen pada residu

Suhu residu (keluar reboiler), $T_{didih} = 528,5 \text{ K} = 255,5 \text{ }^\circ\text{C}$

Tekanan, $P_t = 1,1 \text{ bar} = 1 \text{ atm}$

Komposisi hasil bawah :

Tabel Menara Distilasi – 16. Komposisi Dasar Menara

Komponen	kmol /jam	Mr (kg/kmol)	kg/jam
C ₆ H ₆	0.00713	78.00	0.556
C ₇ H ₈	0.09170	92.14	8.449
C ₁₂ H ₁₀	16.16081	154.00	2488.764
Total	16.25964		2497.770

Menentukan komposisi uap yang keluar dari reboiler (V_0)

Kecepatan mol V_0 = kecepatan mol V_1 , karena aliran konstan molal, maka

$V_0 = 6,456$ kmol/jam.

Komposisi uap terdiri dari :

Tabel Menara Distilasi – 17. Komposisi Uap Keluar Reboiler

Komponen	y_i	$V_i = y_i \cdot V_0$ kmol/jam	Mr (kg/kmol)	kg/jam
C ₆ H ₆	0.01259	0.08126	78.00	6.338
C ₇ H ₈	0.09126	0.58911	92.14	54.281
C ₁₂ H ₁₀	0.89617	5.78525	154.00	890.929
Total	1.00001	6.45562		951.548

Komposisi fase cair masuk reboiler :

Dihitung dari neraca massa, $L_i = V_i + B_i$

B_i = kecepatan massa residu reboiler (kmol/jam)

L_i = kecepatan massa fase cair masuk reboiler (kmol/jam)

V_i = kecepatan massa fase uap keluar reboiler (kmol/jam)

**Tabel Menara Distilasi – 18. Komposisi Fase Cair
Masuk Reboiler**

Komponen	kmol /jam	Mr (kg/kmol)	kg/jam	fraksi mol
C_6H_6	0.08839	78.00	6.895	0.00389
C_7H_8	0.68080	92.14	62.730	0.02997
$C_{12}H_{10}$	21.94606	154.00	3379.693	0.96614
Total	22.71526		3449.318	1.00000

Suhu Masuk Reboiler

Dihitung secara iterasi sampai diperoleh $\sum y_i = \sum k_i \cdot \sum x_i = 1$

$T_{didih} = 518 \text{ K} = 245 \text{ }^\circ\text{C}$

$P_{total} = 1 \text{ bar} = 1 \text{ atm}$

Tabel Menara Distilasi – 19. Iterasi Suhu Masuk Reboiler

Komponen	fraksi mol	Puap (bar)	$K_i = \frac{P_{uap}}{P_{total}}$	$y_i = K_i x_i$
C_6H_6	0.00389	4.76704	4.33367	0.01686
C_7H_8	0.02997	2.20919	2.00835	0.06019
$C_{12}H_{10}$	0.96614	0.03354	0.03049	0.02945
Total	1.00000			0.10651

Tinjauan Fase Uap

$$\text{Tekanan} = 1,1 \text{ bar} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu operasi} = 528,5 \text{ K} = 255,5 \text{ }^\circ\text{C}$$

Massa molekul campuran

$$M_{w_v} = \frac{\text{Kecepatan massa uap total}}{\text{Kecepatan mol uap total}} = \frac{951,548 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{6,45562 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}}$$

$$M_{w_v} = 147,40 \text{ kg/kmol}$$

Rapat massa uap

Didekati dengan persamaan gas ideal :

$$\rho_g = \frac{M_{w_v} \cdot P_t}{R \cdot T}$$

Dengan hubungan :

$$\rho_g = \text{rapat massa fase uap (kg/m}^3\text{)}$$

$$M_{w_v} = \text{massa molekul uap (kg/kmol)}$$

$$P_t = \text{tekanan total (bar)}$$

$$R = \text{konstanta gas ideal (m}^3\text{.bar/kmol.K)}$$

$$= 0,08314 \text{ m}^3\text{.bar/kmol.K}$$

$$T = \text{suhu operasi (K)}$$

$$\rho_g = \frac{147,4 \text{ kg/kmol} \times 1,1 \text{ bar}}{0,08314 \text{ m}^3\text{.bar/kmol.K} \times 528,5 \text{ K}} = 3,69002 \text{ kg/m}^3$$

Tinjauan Fase Cair

Tekanan operasi = 1,1 bar = 1 atm

Suhu operasi = 518 K = 245 °C

Rapat massa fase cair

$$\rho_1 = \frac{\text{kecepatan massa total}}{\text{kecepatan volume total}}$$

Tabel Menara Distilasi – 20. Perhitungan Rapat Massa Dasar Menara

Komponen	kg/jam	ρ_l (kg/m³)	m/ρ
C ₆ H ₆	6.895	166.783	0.04134
C ₇ H ₈	62.730	208.411	0.30099
C ₁₂ H ₁₀	3379.693	516.771	6.54002
Total	3449.318		6.88235

$$\rho_1 = \frac{3449,318 \text{ kg/jam}}{6,88235 \text{ m}^3/\text{jam}} = 501,18 \text{ kg/m}^3$$

Tegangan Muka

$$\tau = \sum_{i=1}^3 x_{\text{mass}_i} \cdot x_i$$

Dengan hubungan :

 τ = Tegangan muka (dyne/cm)

xmass = fraksi massa

Indek :

i = komponen

Tabel Menara Distilasi – 21. Perhitungan Tegangan Massa Dasar Menara

Komponen	kg/jam	Xmass	τ (dyne /cm)	xmass τ
C ₆ H ₆	6.895	0.00200	3.069	0.00613
C ₇ H ₈	62.730	0.01819	4.990	0.09076
C ₁₂ H ₁₀	3379.693	0.97981	18.409	18.03715
Total	3449.318	1.00000		18.13404

Parameter Flooding

$$Fl_v = \frac{L}{V} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0,5}$$

Towler, G. & Sinnott, R., “*Chemical Engineering Design*”, Elsevier, San Diego (2008), halaman 720.

Dengan hubungan :

Fl_v = parameter *flooding*

L = kecepatan massa fase cair (kg/jam)

V = kecepatan massa fase gas (kg/jam)

ρ_g = rapat massa fase uap (kg/m³)

ρ_l = rapat massa fase cair (kg/m³)

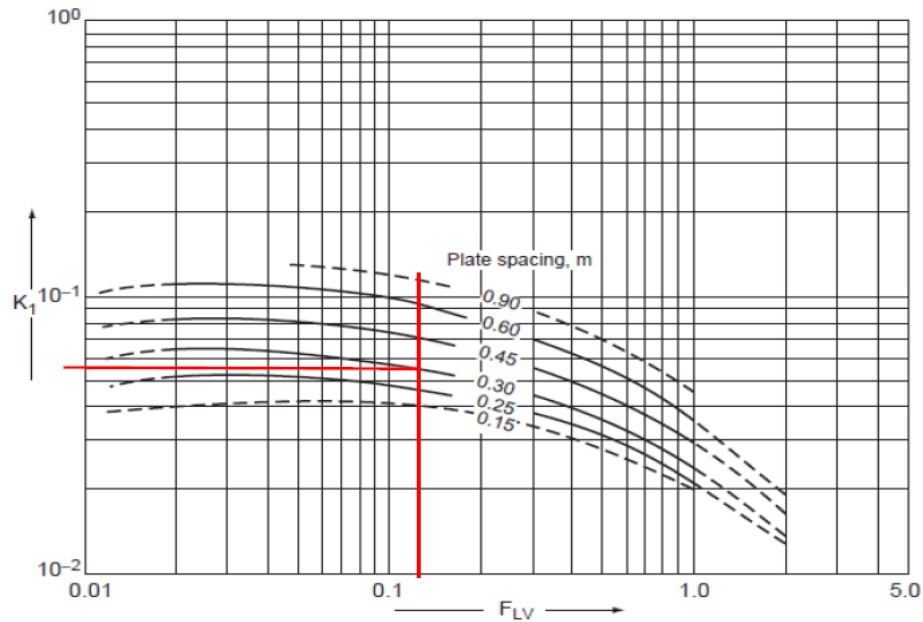
$$Fl_v = \frac{3449,318 \text{ kg/jam}}{951,548 \text{ kg/jam}} \left(\frac{3,690 \text{ kg/m}^3}{501,183 \text{ kg/m}^3} \right)^{0,5} = 0,311$$

Parameter kecepatan *flooding* :

Diperoleh dari fig 11.29 Towler dan Sinnott halaman 720

Dicoba : jarak antar plate 0,3 m

Dari fig 11.29, diperoleh $K_1 = 0,06 \text{ m/s}$



Gambar Menara Distilasi – 09. Grafik Parameter Kecepatan Flooding Dasar Menara

Kecepatan Uap Maksimum

$$U_f = K_1 \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0,5} \left(\frac{\tau}{20 \text{ dyne/cm}} \right)^{0,2}$$

Persamaan diatas merupakan adaptasi dari persamaan 11.81 Towler dan Sinnott, halaman 720. Dengan hubungan :

K_1 = parameter kecepatan *flooding* (m/s)

U_f = kecepatan uap maksimum (m/s)

ρ_g = rapat massa fase uap (kg/m^3)

ρ_l = rapat massa fase cair (kg/m^3)

τ = tegangan muka (dyne/cm)

$$U_f = 0,06 \text{ m/s} \left(\frac{501,183 \text{ kg/m}^3 - 3,690 \text{ kg/m}^3}{3,690 \text{ kg/m}^3} \right)^{0,5} \\ \times \left(\frac{18,13 \text{ dyne/cm}}{20 \text{ dyne/cm}} \right)^{0,2}$$

$$U_f = 0,68316 \text{ m/s}$$

Kecepatan Volume Uap

$$Q_{\text{uap}} = \frac{\text{Kecepatan Massa Uap}}{\text{Rapat Massa Uap}}$$

$$Q_{\text{uap}} = \frac{951,548 \text{ kg/jam} \times \left(\frac{1 \text{ jam}}{3.600 \text{ s}} \right)}{3,690 \text{ kg/m}^3} = 0,0716 \text{ m}^3/\text{s}$$

Luas Penampang Menara

Kecepatan operasi uap :

Berkisar antara 80 % samapi 85 % kecepatan linear maksimum (Towler, G., halaman 720).

Dirancang : kecepatan operasi 80 % kecepatan maksimum.

$$U_{op} = 80 \% \times U_f = 80 \% \times 0,6832 \text{ m/s} = 0,546529 \text{ m/s}$$

Luas penampang tray :

$$A_t = \frac{Q_{uap}}{80\% \times U_{op}}$$

A_t = luas penampang (m^2)

Q_{uap} = kecepatan volume uap (m^3/s)

U_{op} = kecepatan linear uap (m/s)

$$A_t = \frac{0,07163075 \text{ m}^3/\text{s}}{80\% \times 0,5465292 \text{ m/s}} = 0,16383 \text{ m}^2$$

Diameter Menara

$$D_t = \sqrt{\frac{4 \cdot A_t}{\pi}}$$

$$D_t = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,1638 \text{ m}^2}{\pi}}$$

$$D_t = 0,4567 \text{ m}$$

Diameter standar :

Dipilih diameter standar = 1,5 m

Tinggi Menara

Dihitung dengan persamaan :

$$H_t = H_1 + H_2 + H_3 + H_4$$

Dengan hubungan :

H_1 = tinggi penyangga (m)

H_2 = tinggi ruang kosong bawah (m)

H_3 = tinggi tray (m)

H_4 = tinggi ruang kosong (m)

H_t = tinggi total (m)

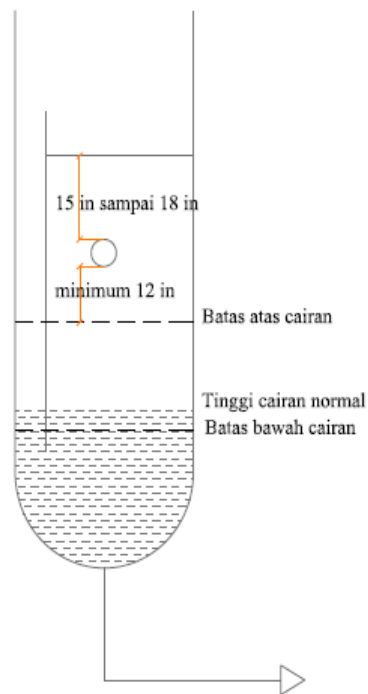
1) Tinggi Penyangga (H_1)

Dirancang : tinggi penyangga, $H_1 = 2$ m

2) Tinggi Ruang Kosong Bawah

Dihitung berdasarkan Kister, H. Z., “*Distillation Operation*”, Mc Graw

Hill, New York (1991), halaman 84. Sketsa :



Gambar Menara Distilasi – 10. Sketsa Ruang Kosong Bawah

Untuk menghitung tinggi ruang kosong bawah, maka perlu dihitung tinggi cairan dan diameter pipa.

Tinggi cairan :

Dihitung dengan persamaan :

$$H_1 = \frac{V_1}{A_t}$$

$$V_1 = \frac{L_1 \cdot \theta}{\rho_1}$$

Dengan hubungan :

A_t = luas penampang menara (m^2)

H_l = tinggi cairan (m)

L_1 = kecepatan volume cairan (m^3/s)

V_1 = volume cairan (m^3)

θ = waktu tinggal cairan (s)

Waktu tinggal cairan :

Diprediksi berdasarkan Kister, H. Z., “*Distillation Operations*”, Mc Graw Hill, New York (1991), halaman 93.

Diperoleh waktu tinggal, $\theta = 2$ menit.

L_1 = 3449,318 kg/jam

ρ_1 = 501,1832 kg/ m^3

$$V_1 = \frac{3449,318 \text{ kg/jam} \times \left(\frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}}\right) \times 2 \text{ menit}}{501,18324 \text{ kg}/m^3}$$

$$V_1 = 0,22941 \text{ m}^3$$

$$H_l = \frac{0,22941 \text{ m}^3}{\pi \times \frac{(1,5 \text{ m})^2}{4}} = 0,13 \text{ m}$$

Diameter *nozzle* untuk uap

$$D_{\text{nozzle}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_p}{\pi}}$$

A_p = luas penampang pipa *nozzle* (m^2)

D_{nozzle} = diameter pipa *nozzle* (m)

Adapun luas penampang pipa *nozzle* dihitung dengan persamaan :

$$A_p = \frac{Q_v}{v_{lin}}$$

Q_v = kecepatan uap (m^3/s)

v_{lin} = kecepatan linear fluida masuk dalam *nozzle* (m/s)

Kecepatan linear fluida

Dihitung dengan persamaan :

$$v_{lin} = \sqrt{\frac{4.000}{\rho_m}}$$

(Kister, H. Z., “*Distillation Operations*” (1991), halaman 86)

Dengan hubungan :

v_{lin} = kecepatan linear fluida (ft/s)

ρ_m = rapat massa campuran (lb/ft^3)

Rapat massa campuran

Dihitung dengan persamaan :

$$\rho_m = \frac{100 \%}{\frac{\% \text{ uap}}{\rho_v} + \frac{\% \text{ cair}}{\rho_l}}$$

ρ_v = rapat massa uap (lb/ft^3)

ρ_l = rapat massa cair (lb/ft^3)

ρ_m = rapat massa campuran (lb/ft^3)

Karena fluida yang mengair dalam *nozzle* merupakan uap yang berasal dari reboiler maka % cair = 0, dan % uap = 100.

$$\rho_v = 3,69002 \text{ kg/m}^3 \times \left(\frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \right) \times \left(\frac{0,3048 \text{ m}}{1 \text{ ft}} \right)^3$$

$$= 0,2 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_m = \frac{100 \%}{100 \% / 0,23036 \text{ lb/ft}^3} = 0,23036 \text{ lb/ft}^3$$

$$v_{\text{lin}} = \sqrt{\frac{4.000}{0,23036}} = 131,774 \text{ ft/s} \times \left(\frac{0,3048 \text{ m}}{1 \text{ ft}} \right) = 40,165 \text{ m/s}$$

$$A_p = \frac{0,0716308 \text{ m}^3/\text{s}}{40,2 \text{ m/s}} = 0,0018 \text{ m}^2$$

$$D_{\text{nozzle}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0017834 \text{ m}^2}{\pi}} = 0,04765 \text{ m} \times \left(\frac{1 \text{ in}}{0,0254 \text{ m}} \right) = 1,88 \text{ in}$$

Pipa nozzle standar :

Dipilih berdasarkan tabel 13 Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D., “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*”, ed. IV, Mc Graw Hill, New York (1991), halaman 888.

TABLE 13
Steel-pipe dimensions

Nom- inal pipe size, in.	OD, in.	Sched- ule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft ²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40†	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80‡	0.215	0.036	0.106	0.056	0.32
1/4	0.540	40	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80	0.302	0.072	0.141	0.079	0.54
5/8	0.675	40	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80	0.423	0.141	0.177	0.111	0.74
3/2	0.840	40	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80	0.546	0.235	0.220	0.143	1.09
3/4	1.05	40	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80	0.742	0.432	0.275	0.194	1.48
1	1.32	40	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80	0.957	0.718	0.344	0.250	2.17
1 1/4	1.66	40	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80	1.278	1.28	0.435	0.335	3.00
1 3/8	1.90	40	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80	1.500	1.76	0.498	0.393	3.64
2	2.38	40	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80	1.939	2.95	0.622	0.508	5.03
2 3/8	2.88	40	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80	2.323	4.23	0.753	0.609	7.67
3	3.50	40	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80	2.900	6.61	0.917	0.760	10.3
4	4.50	40	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80	3.826	11.5	1.178	1.002	15.0
6	6.625	40	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80	5.761	26.1	1.734	1.510	28.6
8	8.625	40	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80	7.625	45.7	2.258	2.000	43.4
10	10.75	40	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6	2.814	2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

† Schedule 40 designates former "standard" pipe.
‡ Schedule 80 designates former "extra-strong" pipe.

Gambar Menara Distilasi – 11. Tabel Dimensi Pipa

Dipilih :

8 in NPS, Sch. No 40

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar pipa, OD} &= 4,5 \text{ in} \times (0,0254 \text{ m} / 1 \text{ in}) \\ &= 0,1143 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter dalam pipa, ID} &= 4,026 \text{ in} \times (0,0254 \text{ m} / 1 \text{ in}) \\ &= 0,10226 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka tinggi ruang kosong bawah :

$$H_2 = H_1 + H + OD$$

$$\begin{aligned} H_2 &= 0,13 \text{ m} + [(12 \text{ in} + 18 \text{ in}) \times (0,0254 \text{ m} / 1 \text{ in})] \\ &\quad + 0,11 \text{ m} \\ &= 1 \text{ m} \end{aligned}$$

3) Tinggi *tray* (H_3) :

Dihitung dengan persamaan :

$$H_3 = (n \text{ tray} - 2) \times \text{jarak antar tray}$$

$$H_3 = (59 - 2) \times 0,3 \text{ m} = 17,100 \text{ m}$$

4) Tinggi ruang kosong atas (H_4) :

Tinggi ruang kosong atas dirancang, $H_4 = 1 \text{ m}$

Tinggi total :

$$H_t = H_1 + H_2 + H_3 + H_4$$

$$H_t = 2 \text{ m} + 1,0061 \text{ m} + 17,100 \text{ m} + 1 \text{ m} = 21,11 \text{ m}$$

10. Pressure Drop

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H_T = h_o + \beta \left(h_o + h_{ow} + \frac{\Delta}{2} \right) + h_\tau$$

Dengan hubungan :

$$\Delta H_T = \text{pressure drop total (m)}$$

$$h_o = \text{pressure drop untuk mengatasi lubang perforated (m)}$$

- h_{ow} = tinggi cairan di atas *weir* (m)
 h_{τ} = *pressure drop* untuk mengatasi tegangan permukaan (m)
 β = faktor aerasi
 Δ = kemiringan ketinggian cairan diatas *tray*

Perhitungan *pressure drop* pada seksi *enriching* dievaluasi pada puncak menara, sedangkan untuk seksi *stripping* dievaluasi pada dasar menara.

a. Seksi *Enriching*

$$\text{Tekanan : } P_{\text{total}} = 1,1 \text{ bar} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu uap, } T_{\text{dew}} = 356 \text{ K} = 83 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Suhu cair, } T_{\text{bp}} = 356 \text{ K} = 83 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

1.) *Pressure drop* untuk mengatasi lubang *perforated*

Pressure drop untuk mengatasi lubang *perforated*, berdasarkan Van Winkle, “*Distillation*”, Mc. Graw Hill, New York (1967), halaman 519 dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0,186 \left(\frac{Uh}{Co} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_l}$$

Dengan hubungan :

$$Co = \text{koefisien uap lewat lubang } \textit{perforated}$$

$$Uh = \text{kecepatan linear uap melewati lubang } \textit{perforated} \text{ (ft/s)}$$

$$\rho_v = \text{rapat massa uap (kg/m}^3\text{)}$$

$$\rho_l = \text{rapat massa cair (kg/m}^3\text{)}$$

Untuk menghitung kecepatan linear uap, diperlukan data lubang *perforated* dan tebal *tray*. Diameter lubang *perforated* berkisar antara 1/6 in sampai 1 in.

Referensi :

1. Kister, H. Z., “*Distillation Operation*” (1991), halaman 146.
2. Van Winkle, “*Distillation*” (1967), halaman 490.

Tebal *tray* berkisar antara 12 Gage sampai 16 Gage.

Dipilih diameter lubang *perforated*, d_o : 3/16 in (Kister, H. Z., halaman 148)

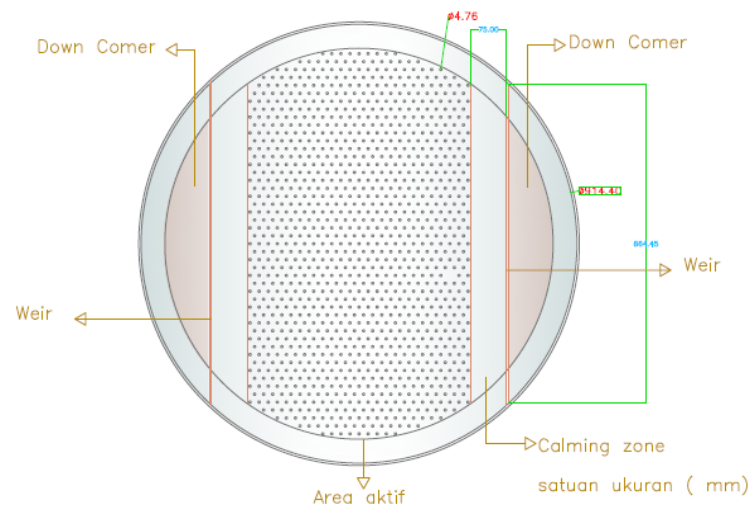
Tebal *tray* dipilih 12 Gage = 5 mm (Towler dan Sinnott, “*Chemical Engineering Design Principles*”, Mc Graw Hill, New York 2008, halaman 727).

Lubang *perforated* disusun secara triangular dengan $Pitch = 4 d_o$.

$Pitch$ berkisar antara 2 d_o sampai 4 d_o (Towler dan Sinnott, halaman 727).

$$d_o = 3/16 \text{ in} \times (0,0254 \text{ m/1 in}) = 0,0047 \text{ m}$$

$$Pitch = 4 \times 0,0047 \text{ m} = 0,019 \text{ m}$$



Gambar Menara Distilasi – 12. Lubang *Perforated Tray* Seksi *Enriching*

Luas aktif, $A_a = 80 \% \times A_{total}$

$$A_{total} = \frac{\pi \cdot D_t^2}{4}$$

$$A_{total} = \frac{\pi \cdot (1,5 \text{ m})^2}{4} = 1,76 \text{ m}^2$$

$$A_a = 80 \% \times 1,76 \text{ m}^2 = 1,413 \text{ m}^2$$

Luas lubang *perforated total*

Dihitung dengan persamaan :

$$A_h = A_a \cdot \left(\frac{d_o}{\text{Pitch}} \right)^2$$

A_h = luas lubang *perforated* total (m^2)

d_o = diameter lubang *perforated* (m)

Pitch = jarak antara 2 lubang *perforated* (m)

$$A_h = 1,4137 \text{ m}^2 \times (0,25)^2 = 0,088 \text{ m}^2$$

Kecepatan volume uap pada puncak menara, $Q_v = 0,048317 \text{ m}^3/\text{s}$

$$U_h = \frac{0,048317 \text{ m}^3/\text{s}}{0,08836 \text{ m}^2} = 0,546837 \text{ m/s}$$

Dalam satuan ft/s, $U_h = 0,546837 \text{ m/s} \times (1 \text{ ft} / 0,3048 \text{ m}) = 1,7941$
ft/s.

Koefisien *perforated* Co, diperoleh dengan bantuan fig 11.36 Towler dan Sinnott, halaman 729.

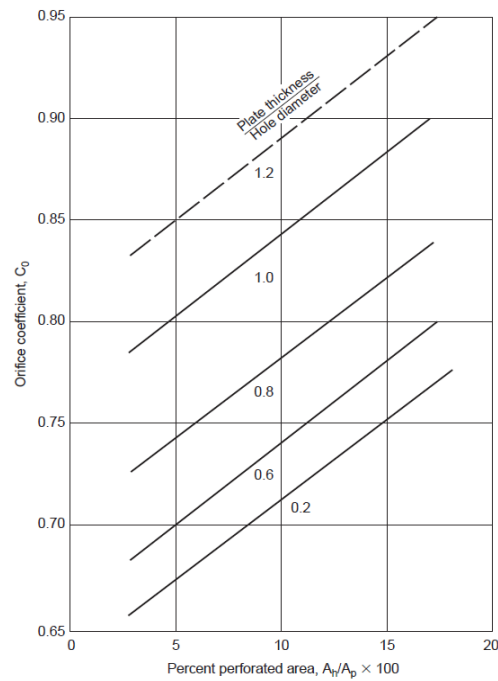


Figure 11.36. Discharge coefficient, sieve plates (Liebson et al., 1957).

Gambar Menara Distilasi – 13. Koefisien *Peforated Co* Seksi *Enriching*

$$\text{Tebal plate} = 5 \text{ mm}$$

$$d_o = 4,76 \text{ mm}$$

$$\frac{\text{Tebal plate}}{d_o} = \frac{5 \text{ mm}}{4,76 \text{ mm}}$$

$$= 1,0498$$

$$\frac{A_h}{A_a} = \frac{0,0884 \text{ m}^2}{1,4137 \text{ m}^2} \times 100\%$$

$$= 6,25 \%$$

$$\text{Diperoleh, } C_o = 0,8$$

$$h_o = 0,186 \text{ in} \times \left(\frac{1,7940839 \text{ ft/s}}{0,82 \text{ ft/s}} \right)^2 \times \frac{3,69002 \text{ kg/m}^3}{236,5903 \text{ kg/m}^3}$$

$$h_o = 0,01389 \text{ in} \times \frac{0,0254 \text{ m}}{\text{in}}$$

$$h_o = 0,0003 \text{ m}$$

2.) *Pressure drop* untuk mengatasi tinggi *weir*

Pressure drop untuk mengatasi tinggi *weir*, berdasarkan Towler dan Sinnott, “*Chemical Engineering Design Principles*”, Mc Graw Hill, New York (2008), halaman 724 dihitung dengan persamaan :

$$h_{ow} = 0,75 \left(\frac{L}{\rho_l \cdot l_w} \right)^{2/3}$$

dengan hubungan :

h_{ow} : Tinggi cairan di atas *weir* (m)

L : Kecepatan massa cairan (kg/s)

l_w : Panjang *weir* (m)

ρ_l : Rapat massa cairan (kg/m³)

Panjang *weir* diperoleh dengan bantuan table 14.10, Van Winkle, “*Distillation*”, Mc. Graw Hill, New York (1967), halaman 591.

Untuk $Ad/At = 0,1999$, diperoleh $l_w/Dt = 0,8706$

dimana, Ad : Luas *downcomer* (m²)

At : Luas *down* menara (m²)

Dt : Diameter menara (m)

$$l_w = 0,8706 \times 1 \text{ m} = 0,8706 \text{ m}$$

$$L = 225,887 \text{ kg/jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} = 0,06275 \text{ kg/s}$$

$$h_{ow} = 0,75 \frac{\text{m}^{7/3}}{\text{s}^{1/3}} \times \left(\frac{0,06275 \text{ kg/s}}{236,5903 \text{ kg/m}^3 \times 0,87060 \text{ m}} \right)^{2/3}$$

$$= 0,003395 \text{ m}$$

Tinggi *weir* (h_w)

Tinggi *weir* berkisar antara 40 mm sampai 90 mm (Towler dan Sinnott, “*Chemical Engineering Design Principles*”, Mc Graw Hill, New York (2008), halaman 725).

$$\text{Dipilih } h_w = 90 \text{ mm} \times 10^{-3} \text{ m/mm} = 0,09 \text{ m}$$

Faktor aerasi

Diperoleh dengan bantuan fig. 13.16, Van Winkle, “*Distillation*”, Mc. Graw Hill, New York (1967), halaman 516 tentang hubungan antara U_v (ρ_v)^{0,5} dengan β . Dengan hubungan :

U_v : Kecepatan supervisial uap (ft/s)

ρ_v : Rapat massa uap (lb/ft³)

Kecepatan supervisial uap

$$U_v = \frac{0,04832 \text{ m}^3/\text{s}}{1,76 \text{ m}^2} = 0,027342 \text{ m/s} \times \frac{1 \text{ ft}}{0,3048 \text{ m}} = 0,0897 \text{ ft/s}$$

$$\rho_v = 3,69002 \text{ kg/m}^3 \times \left(\frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \right) \times \left(\frac{0,3048 \text{ m}}{1 \text{ ft}} \right)^3$$

$$= 0,2304 \text{ lb/ft}^3$$

$$U_v \cdot (\rho_v)^{0,5} = 0,08970 \text{ ft/s} \times (0,2304 \text{ lb/ft}^3)^{0,5}$$

$$= 0,0431 \text{ lb}^{0,5}/\text{ft}^{0,5} \cdot \text{s}$$

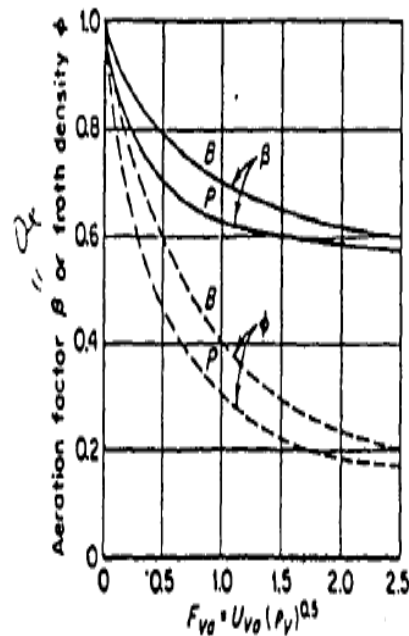


FIGURE 13.16 Aeration factor and froth density. *B*-bubble-cap plates, *P*-perforated plates.

Gambar Menara Distilasi – 14. Faktor Aerasi Seksi *Enriching*

Diperoleh, $\beta = 0,71$

Kemiringan cairan di atas *tray* (Δ)

Kemiringan Δ dapat diabaikan, maka $\Delta \sim 0$

3.) *Pressure drop* untuk mengatasi tegangan muka

Pressure drop untuk mengatasi tegangan muka, berdasarkan Van Winkle, “*Distillation*”, Mc. Graw Hill, New York (1967), halaman 521, dihitung dengan persamaan :

$$h_{\tau} = \frac{0,04 \cdot \tau}{\rho_1 \cdot d_o}$$

Dengan hubungan :

h_{τ} : *Pressure drop* untuk mengatasi tegangan muka (in)

Tegangan muka

Pada suhu Tdidih atas = 356 K = 83 °C

$\tau = 20,70200$ dyne/cm

$$\rho_1 = 236,5903 \text{ kg/m}^3 \times \left(\frac{1 \text{ lb}}{0,45 \text{ kg}} \right) \times \left(\frac{0,3048 \text{ m}^3}{1 \text{ ft}} \right)^3$$

$$\rho_1 = 14,77 \text{ lb/ft}^3$$

$$h_{\tau} = \frac{0,04 \times 20,70200 \text{ dyne/cm}}{14,7695998 \text{ lb/ft}^3 \times 3/16} = 0,2990 \text{ in} \times \left(\frac{0,0254 \text{ m}}{1 \text{ in}} \right)$$

$$h_{\tau} = 0,0076 \text{ m}$$

$$\Delta HT = h_o + \beta \left(h_o + h_{ow} + \frac{\Delta}{2} \right) + h_{\tau}$$

$$\Delta HT = 0,003 \text{ m} + 0,71 (0,003 \text{ m} + 0,003396 \text{ m} + 0) + 0,0076 \text{ m}$$

$$\Delta HT = 0,0106 \text{ m}$$

$$\Delta P_t = \Delta HT \times \rho_l \times g$$

$$\Delta P_t = 0,0106 \text{ m} \times 236,5903 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$\Delta P_t = 24,598 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_t = 24,598 \text{ Pa} \times \left(\frac{1 \text{ bar}}{10^5 \text{ Pa}} \right) = 0,0002 \text{ bar/tray}$$

b. Seksi *Stripping*

$$\text{Tekanan, } P_{\text{total}} = 1,1 \text{ bar} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu uap, } T_{\text{embun}} = 528,5 \text{ K} = 255,5 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu cair, } T_{\text{didih}} = 518 \text{ K} = 245 \text{ }^\circ\text{C}$$

1.) *Pressure drop* untuk mengatasi lubang *perforated*

Pressure drop untuk mengatasi lubang *perforated*, berdasarkan Van Winkle, “*Distillation*”, Mc. Graw Hill, New York (1967), halaman 519 dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0,186 \left(\frac{U_h}{C_o} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_l}$$

Dengan hubungan :

C_o = koefisien uap lewat lubang *perforated*

U_h = kecepatan linear uap melewati lubang *perforated* (ft/s)

ρ_v = rapat massa uap (kg/m^3)

ρ_l = rapat massa cair (kg/m^3)

Untuk menghitung kecepatan linear uap, diperlukan data lubang *perforated* dan tebal *tray*. Berdasarkan Kister, H.Z., “*Distillation Operation*”, (1991), halaman 146 dan Van Winkle, “*Distillation*”, Mc. Graw Hill, New York (1967), halaman 490, diameter lubang *perforated* berkisar antara 1/16 in sampai 1 in. Tebal *tray* berkisar antara 12 Gage sampai 16 Gage.

Dipilih diameter lubang *perforated*, $d_o = 3/16$ in (Kister, H.Z., “*Distillation Operation*”, (1991), halaman 148).

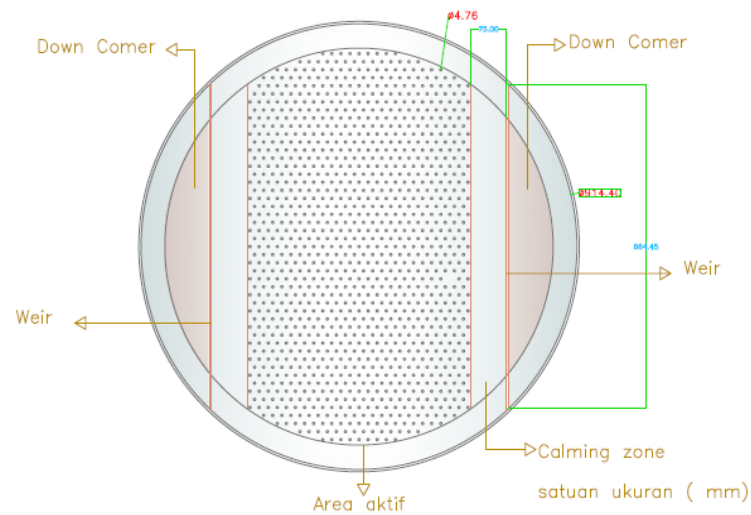
Tebal *tray* dipilih 12 Gage = 5 mm (Towler dan Sinnott, “*Chemical Engineering Design Principles*”, Mc Graw Hill, New York (2008), halaman 727).

Lubang *perforated* disusun secara triangular dengan *Pitch* = 4 d_o .

Pitch berkisar antar 2 d_o sampai 4 d_o (Towler dan Sinnott, “*Chemical Engineering Design Principles*”, Mc Graw Hill, New York (2008), halaman 727).

$$d_o = 3/16 \text{ in} \times (0,0254 \text{ m} / 1 \text{ in}) = 0,0047 \text{ m}$$

$$Pitch = 4 \times 0,0047 \text{ m} = 0,0191 \text{ m}$$



Gambar Menara Distilasi – 15. Lubang *Perforated Tray* Seksi *Stripping*

Luas aktif, $A_a = 80 \% \times A_{total}$

$$A_{total} = \frac{\pi \cdot D_t^2}{4}$$

$$A_{total} = \frac{\pi \cdot (1,5 \text{ m})^2}{4} = 1,76 \text{ m}^2$$

$$A_a = 80 \% \times 1,76 \text{ m}^2 = 1,41 \text{ m}^2$$

Luas lubang *perforated* total

Dihitung dengan persamaan :

$$A_h = A_a \cdot \left(\frac{d_o}{Pitch} \right)^2$$

A_h = luas lubang *perforated* total (m^2)

d_o = diameter lubang *perforated* (m)

Pitch = jarak antara 2 lubang *perforated* (m)

$$A_h = 1,41 \text{ m}^2 \times (0,25)^2 = 0,88 \text{ m}^2$$

Kecepatan volume uap pada dasar menara, $Q_v = 0,071631 \text{ m}^3/\text{s}$

$$U_h = \frac{0,071631 \text{ m}^3/\text{s}}{0,088 \text{ m}^2} = 0,810694 \text{ m/s}$$

Dalam satuan ft/s, $U_h = 0,810694 \text{ m/s} \times (1 \text{ ft} / 0,3048 \text{ m}) = 2,6598 \text{ ft/s}$.

Koefisien *perforated* C_o , diperoleh dengan bantuan fig 11.36 Towler dan Sinnott, halaman 729.

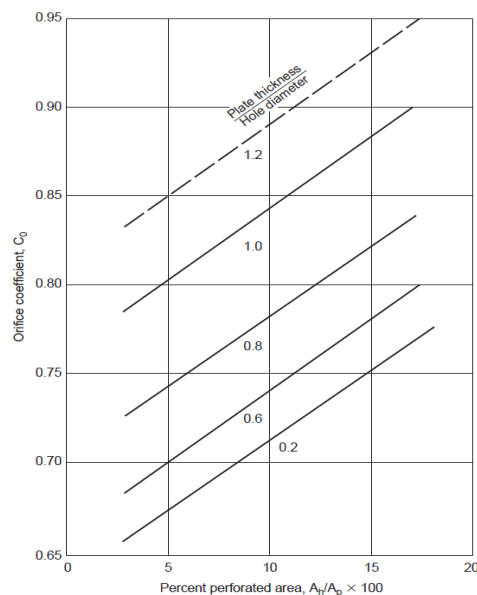


Figure 11.36. Discharge coefficient, sieve plates (Liebson et al., 1957).

Gambar Menara Distilasi – 16. Koefisien *Perforated* C_o

$$\text{Tebal plate} = 5 \text{ mm}$$

$$d_o = 4,8 \text{ mm}$$

$$\frac{\text{Tebal plate}}{d_o} = \frac{5 \text{ mm}}{4,7 \text{ mm}}$$

$$= 1,049$$

$$\frac{A_h}{A_a} = \frac{0,088 \text{ m}^2}{1,413 \text{ m}^2} \times 100\%$$

$$= 6,25 \%$$

$$\text{Diperoleh, Co} = 0,8$$

$$h_o = 0,186 \text{ in} \times \left(\frac{2,6597582 \text{ ft/s}}{0,82 \text{ ft/s}} \right)^2 \times \frac{3,69002 \text{ kg/m}^3}{501,1832 \text{ kg/m}^3}$$

$$h_o = 0,01441 \text{ in} \times \frac{0,0254 \text{ m}}{\text{in}}$$

$$h_o = 0,0003 \text{ m}$$

2.) *Pressure drop* untuk mengatasi tinggi *weir*

Pressure drop untuk mengatasi tinggi *weir*, berdasarkan Towler dan Sinnott, “*Chemical Engineering Design Principles*”, Mc Graw Hill, New York (2008), halaman 724 dihitung dengan persamaan :

$$h_{ow} = 0,75 \left(\frac{L}{\rho_1 \cdot l_w} \right)^{2/3}$$

Dengan hubungan :

h_{ow} : Tinggi cairan di atas *weir* (m)

L : Kecepatan massa cairan (kg/s)

l_w : Panjang *weir* (m)

ρ_l : Rapat massa cairan (kg/m³)

Panjang *weir* diperoleh dengan bantuan table 14.10, Van Winkle, “*Distillation*”, Mc. Graw Hill, New York (1967), halaman 591.

Untuk $Ad/At = 0,1999$, diperoleh $l_w/Dt = 0,8706$

dimana, Ad : Luas *downcomer* (m²)

At : Luas *down* menara (m²)

Dt : Diameter menara (m)

$$l_w = 0,8706 \times 1,5 \text{ m} = 1,30590 \text{ m}$$

$$L = 3449,318 \text{ kg/jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} = 0,95814 \text{ kg/s}$$

$$h_{ow} = 0,75 \frac{\text{m}^{7/3}}{\text{s}^{1/3}} \times \left(\frac{0,95814 \text{ kg/s}}{501,183 \text{ kg/m}^3 \times 1,305 \text{ m}} \right)^{2/3} = 0,0096 \text{ m}$$

Tinggi *weir* (h_w)

Tinggi *weir* berkisar antara 40 mm sampai 90 mm (Towler dan Sinnott, “*Chemical Engineering Design Principles*”, Mc Graw Hill, New York (2008), halaman 725).

$$\text{Dipilih } h_w = 90 \text{ mm} \times 10^{-3} \text{ m/mm} = 0,09 \text{ m}$$

Faktor aerasi

Diperoleh dengan bantuan fig. 13.16, Van Winkle, “*Distillation*”, Mc. Graw Hill, New York (1967), halaman 516 tentang hubungan antara U_v (ρ_v)^{0,5} dengan β . Dengan hubungan :

U_v : Kecepatan supervisial uap (ft/s)

ρ_v : Rapat massa uap (lb/ft³)

Kecepatan supervisial uap

$$U_v = \frac{0,07163 \text{ m}^3/\text{s}}{1,767 \text{ m}^2} = 0,0405 \text{ m/s} \times \frac{1 \text{ ft}}{0,3048 \text{ m}} = 0,133 \text{ ft/s}$$

$$\begin{aligned} \rho_v &= 3,69002 \text{ kg/m}^3 \times \left(\frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \right) \times \left(\frac{0,3048 \text{ m}}{1 \text{ ft}} \right)^3 \\ &= 0,2304 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_v \cdot (\rho_v)^{0,5} &= 0,13299 \text{ ft/s} \times (0,2304 \text{ lb/ft}^3)^{0,5} \\ &= 0,0638 \text{ lb}^{0,5}/\text{ft}^{0,5} \cdot \text{s} \end{aligned}$$

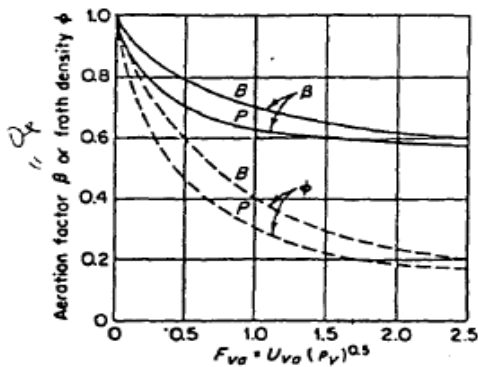


FIGURE 13.16 Aeration factor and froth density. *B*-bubble-cap plates, *P*-perforated plates.

Gambar Menara Distilasi – 17. Faktor Aerasi Seksi *Stripping*

Diperoleh, $\beta = 0,7$

Kemiringan cairan di atas *tray* (Δ)

Kemiringan Δ dapat diabaikan, maka $\Delta \sim 0$

3.) *Pressure drop* untuk mengatasi tegangan muka

Pressure drop untuk mengatasi tegangan muka, berdasarkan Van Winkle, “*Distillation*”, Mc. Graw Hill, New York (1967), halaman 521, dihitung dengan persamaan :

$$h_{\tau} = \frac{0,04 \cdot \tau}{\rho_1 \cdot d_o}$$

Dengan hubungan :

h_{τ} : *Pressure drop* untuk mengatasi tegangan muka (in)

Tegangan muka

Pada suhu $T_{\text{didih}} \text{ atas} = 518 \text{ K} = 245 \text{ }^\circ\text{C}$

$\tau = 18,13404 \text{ dyne/cm}$

$$\rho_1 = 501,1832 \text{ kg/m}^3 \times \left(\frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \right) \times \left(\frac{0,3048 \text{ m}^3}{1 \text{ ft}} \right)^3$$

$$\rho_1 = 31,287 \text{ lb/ft}^3$$

$$h_\tau = \frac{0,04 \times 18,13404 \text{ dyne/cm}}{31,2873 \text{ lb/ft}^3 \times 3/16} = 0,1236 \text{ in} \times \left(\frac{0,0254 \text{ m}}{1 \text{ in}} \right)$$

$$h_\tau = 0,0031 \text{ m}$$

$$\Delta H_T = h_o + \beta \left(h_o + h_{ow} + \frac{\Delta}{2} \right) + h_\tau$$

$$\Delta H_T = 0,0003 \text{ m} + 0,71 (0,0003 \text{ m} + 0,00967 \text{ m} + 0) + 0,0031 \text{ m}$$

$$\Delta H_T = 0,0106 \text{ m}$$

$$\Delta P_t = \Delta H_T \times \rho_1 \times g$$

$$\Delta P_t = 0,0106 \text{ m} \times 501,1832 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$\Delta P_t = 52,220 \text{ kg/m.s}^2 = 52,220 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_t = 52,220 \text{ Pa} \times \left(\frac{1 \text{ bar}}{10^5 \text{ Pa}} \right) = 0,0005 \text{ bar/tray}$$

$$\text{Tekanan puncak, } P_t = 1,1 \text{ bar} = 1 \text{ atm}$$

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop } \textit{enriching} &= N_r \times \Delta P_t/\text{tray} \\ &= 26 \text{ tray} \times 0,00025 \text{ bar/tray} \end{aligned}$$

$$= 0,0089 \text{ bar}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan umpan} &= \text{tekanan puncak} + \textit{Pressure drop enriching} \\ &= 1,1 \text{ bar} + 0,008855 \text{ bar} = 1,108855 \text{ bar} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \textit{Pressure drop stripping} &= N_s \times \Delta P_i/\text{tray} \\ &= 22 \text{ tray} \times 0,0005 \text{ bar/tray} \\ &= 0,01149 \text{ bar} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan pada dasar menara} &= \text{Tekanan umpan} + \textit{pressure drop} \\ &= 1,108855 \text{ bar} + 0,011488 \text{ bar} \\ &= 1,1203 \text{ bar} \end{aligned}$$

RINGKASAN MENARA DISTILASI (MD – 01)

Tugas : Memisahkan $C_{12}H_{10}$ dari campuran C_6H_6 dan C_7H_8 yang keluar dari Separator – 02 (SP – 02) sehingga kadar $C_{12}H_{10}$ yang dihasilkan mencapai 99,3%.

Jenis : Menara *Peforated Tray*

Kondisi operasi :

a. Puncak menara

Tekanan = 1,1 bar = 1 atm

Suhu embun, T_{embun} = 356 K = 83 °C

Suhu didih, T_{didih} = 356 K = 83 °C

b. Umpan

Tekanan = 1,1 bar = 1,1 atm

Suhu didih, T_{didih} = 423 K = 89,39 °C

c. Dasar menara

Tekanan = 1,1203 bar = 1,2 atm

Suhu didih, T_{didih} = 528,5 K = 255,5 °C

Jumlah *plate* minimum = 16

Refluks minimum = 0,65

Refluks operasi = 0,813

Jumlah *plate* ideal = 33,69

Jumlah *plate* aktual = 59

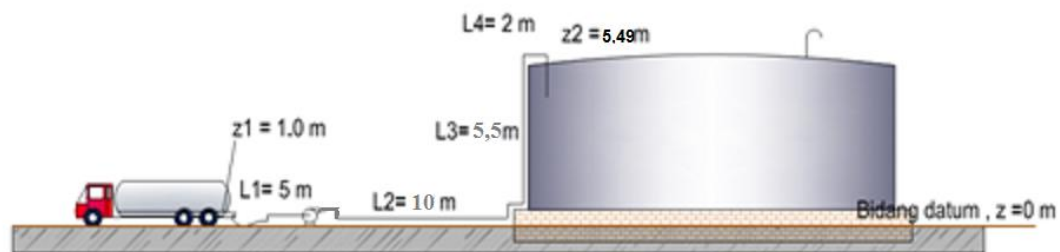
Diameter menara	= 1,5 m
Tinggi menara	= 21,106 m
Bahan konstruksi	= <i>Carbon Steel Grade A285 Gr A</i>
Jumlah	= 1 unit

POMPA – 01 (P – 01)

Tugas : Memompa bahan baku Benzena dari tangki unit pembelian ke Tangki Penyimpanan Benzena (T-01).

Jenis alat : Pompa sentrifugal

Sketsa pompa :



Gambar Sketsa Pompa - 01

Volume tangki mobil: 16.000 liter

Bahan yang dipompa :

Tabel Pompa – 01 – 01. Komposisi Bahan

Komponen	Mr (kg/kmol)	Fraksi massa
C6H6	78.00	0.998
C7H8	92.14	0.002
Total		1.000

Titik datum berada di permukaan tanah.

Titik 1 berada di pipa pengeluaran truk tangki Benzena, sehingga :

Titik 1 *suction* :

Tekanan *suction head*, $P_1 = 1,01325 \text{ bar} = 1 \text{ atm} = 1,0332 \text{ kg/cm}^2$

Suction head, $z_1 = 1 \text{ m}$

Kecepatan linear, $v_1 \sim 0 \text{ m/s}$ (kecepatan penurunan permukaan cairan dalam tangki unit pembelian)

Titik 2 *discharge* berada padaujung pipa masuk Tangki Penyimpanan Etanol (T-01)

Tekanan *discharge head*, $P_2 = 1,01325 \text{ bar} = 1 \text{ atm}$

Tinggi *discharge head*, $z_2 = 12 \text{ m}$

Langkah perhitungan :

1. Menghitung kapasitas pompa
2. Menghitung ukuran pipa
3. Menghitung *head* pompa
4. Menghitung kecepatan spesifik
5. Menghitung daya penggerak poros
6. Menentukan motor standar

1. Menghitung Kapasitas Pompa

Dirancang: waktu pengosongan unit pembelian 20 menit

Kapasitas pompa, $Q_1 = \frac{\text{Volume tangki unit pembelian}}{\text{Waktu pengosongan}}$

$$Q_1 = \frac{16.000 \text{ liter}}{20 \text{ menit}} \times \frac{\text{menit}}{60 \text{ s}} \times \frac{0,001 \text{ m}^3}{\text{liter}} = 0,0133 \text{ m}^3/\text{s}$$

2. Menghitung Ukuran Pipa

a. Ukuran pipa optimum

Dihitung dengan persamaan :

$$D_{i_{opt}} = 0,363 Q_1^{0,45} \rho_1^{0,13} \quad (\text{Peters and Timmerhaus, 2003, "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", 4}^{\text{th}} \text{ ed, halaman 501}).$$

Dengan hubungan :

$D_{i_{opt}}$: Diameter pipa optimum (m)

Q_1 : Kecepatan volume fluida (m^3/s)

ρ_1 : Rapat massa fluida (kg/m^3)

Rapat massa fluida di pompa :

$$\rho_1 = \sum x_{mass_i} \times \rho_{li}$$

Pada suhu, $T = 303,15 \text{ K}$

Tabel Pompa – 01 – 02. Perhitungan Rapat Massa

Komponen	Fraksi massa	$\rho_i (\text{kg}/\text{m}^3)$	$x_{mass} \rho_i$
C6H6	0.998	252,895	252,389
C7H8	0.002	294,545	0,589

Total	1.000	252,389
--------------	--------------	----------------

Rapat massa fluida, $\rho_1 = 252,389 \text{ kg/m}^3$

$$Di_{opt} = 0,363 \times (0,0133)^{0,45} \times (252,389)^{0,13}$$

$$= 0,10676 \text{ m} \times \frac{\text{in}}{0,0254 \text{ m}}$$

$$Di_{opt} = 4,20305 \text{ in}$$

b. Pipa standar

Dipilih berdasarkan tabel 10-22 Perry, R.H., “*Chemical Engineering Handbook*”, halaman 10-79.

Nominal pipe size, in	Outside diameter, in	Schedule no.	Wall thickness, in	Inside diameter, in	Cross-sectional area		Circumference, ft, or surface, ft ² /ft of length		Capacity at 1-ft/s velocity		Weight of plain-end pipe, lb/ft
					Metal, in ²	Flow, ft ²	Outside	Inside	U.S. gal/min	lbm/water	
3	3.563	80XS, 80S	.337	3.226	4.41	.07096	1.178	1.002	35.5	17,900	14.98
		120	0.438	3.124	5.58	0.07170	1.178	0.949	32.2	16,100	19.00
		160	.531	3.038	6.62	.06647	1.178	0.900	28.9	14,450	22.51
		XX	.674	3.182	8.10	.06419	1.178	0.825	24.3	12,150	27.54
		55	.109	5.345	1.87	.1558	1.456	1.309	69.9	34,950	6.36
5	5.563	10S	.134	5.295	2.29	.1529	1.456	1.286	68.6	34,300	7.77
		40ST, 40S	.258	5.047	4.30	.1300	1.456	1.321	62.3	31,150	14.62
		80XS, 80S	.375	4.813	6.11	.1263	1.456	1.260	57.7	28,550	20.78
		120	.500	4.563	7.95	.1136	1.456	1.195	51.0	25,500	27.04
		160	.625	4.313	9.70	.1015	1.456	1.129	45.5	22,750	32.96
6	6.625	XX	.750	4.063	11.24	.0900	1.456	1.064	40.4	20,200	38.55
		55	.109	6.407	2.23	.2230	1.734	1.677	100.5	50,250	7.60
		10S	.134	6.357	2.73	.2204	1.734	1.664	98.9	49,450	9.29
		40ST, 40S	.280	6.065	5.58	.2006	1.734	1.588	90.0	45,000	18.97
		80XS, 80S	.432	5.761	8.40	.1810	1.734	1.508	81.1	40,550	28.57
6	6.625	120	.562	5.501	10.70	.1650	1.734	1.440	73.9	36,950	36.39
		160	.719	5.187	13.34	.1467	1.734	1.358	65.9	32,950	43.34
		XX	.864	4.897	15.64	.1308	1.734	1.282	58.7	29,200	53.16

Gambar Pompa – 01 – 02. Tabel Data Pipa Standar

Dipilih 5 in NPS, 40 ST, 40 S

Diameter luar, OD : 5,563 in x (0,0254 m/in) = 0,1413 m

Diameter dalam, ID : 5,047 in x (0,0254 m/in) = 0,1282 m

$$\begin{aligned}
 \text{Luas penampang pipa, } A_p &= \frac{\pi \cdot ID^2}{4} \\
 &= \frac{3,14 \times (0,1282 \text{ m})^2}{4} \\
 &= 0,0129 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

3. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2g} + hf + H_{man} = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2g}$$

Dengan hubungan :

g : Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

hf : Head karena friksi (m)

H_{man} : Head pompa (m)

P_1 : Tekanan pada titik 1 (bar)

P_2 : Tekanan pada titik 2 (bar)

V_1 : Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

V_2 : Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Z_1 : Elevasi titik 1 (m)

Z_2 : Elevasi titik 1 (m)

Head karena friksi :

Dihitung dengan persamaan:

$$h_f = \frac{f(L + \Sigma L_e)V^2}{2. g. ID}$$

Dengan hubungan :

f : Faktor friksi

ID : Diameter dalam pipa (m)

L : Panjang pipa lurus (m)

L_e : Panjang ekuivalen (m)

V : Kecepatan linear fluida (m/s)

a. Bahan konstruksi

Dipilih : Baja komersial

Kekasaran pipa, e = 0,00015 ft (White, "Fluid Mechanics", halaman 349).

$$e = 0,00015 \text{ ft} \times (0,3048 \text{ m/ft}) = 0,00004572 \text{ m}$$

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	± 60
	Stainless, new	0.000007	0.002	± 50
	Commercial, new	0.00015	0.046	± 30
	Riveted	0.01	3.0	± 70
Iron	Rusted	0.007	2.0	± 50
	Cast, new	0.00085	0.26	± 50
	Wrought, new	0.00015	0.046	± 20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	± 40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	± 50
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	± 50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	± 60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	± 60
	Rough	0.007	2.0	± 50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	± 60
Wood	Stave	0.0016	0.5	± 40

Gambar Pompa – 01 – 03. Tabel Data Kekasaran Pipa

b. Kekasaran relatif

$$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0,00004572 \text{ m}}{0,1282 \text{ m}} = 0,00036$$

c. Kecepatan linear

$$V = \frac{Q_l}{A_p} = \frac{0,0133 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0129 \text{ m}^2} = 1,033 \text{ m/s}$$

d. Viskositas

$$\mu_l = \sum x_{mass_i} \times \mu_{li}$$

dengan hubungan :

μ_l : Viskositas (kg/ms)

x_{mass} : Fraksi massa masing-masing komponen

Pada suhu, $T = 303,15 \text{ K} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$

Tabel Pompa – 01 – 03. Perhitungan Viskositas

Komponen	Fraksi massa	μ (kg/ms)	$x_{mass} \mu_l$
C6H6	0.998	$5.6232 \cdot 10^{-4}$	$5.6120 \cdot 10^{-4}$
C7H8	0.002	$5.1829 \cdot 10^{-4}$	$1.0366 \cdot 10^{-6}$
Total	1.000		5.622310^{-4}

$$\mu_l = 5.622310^{-4} \text{ kg/ms}$$

e. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho_l ID V}{\mu_l}$$

Dengan hubungan :

ID : Diameter dalam (m)

Re : Bilangan Reynold

V : Kecepatan linear fluida (m/s)

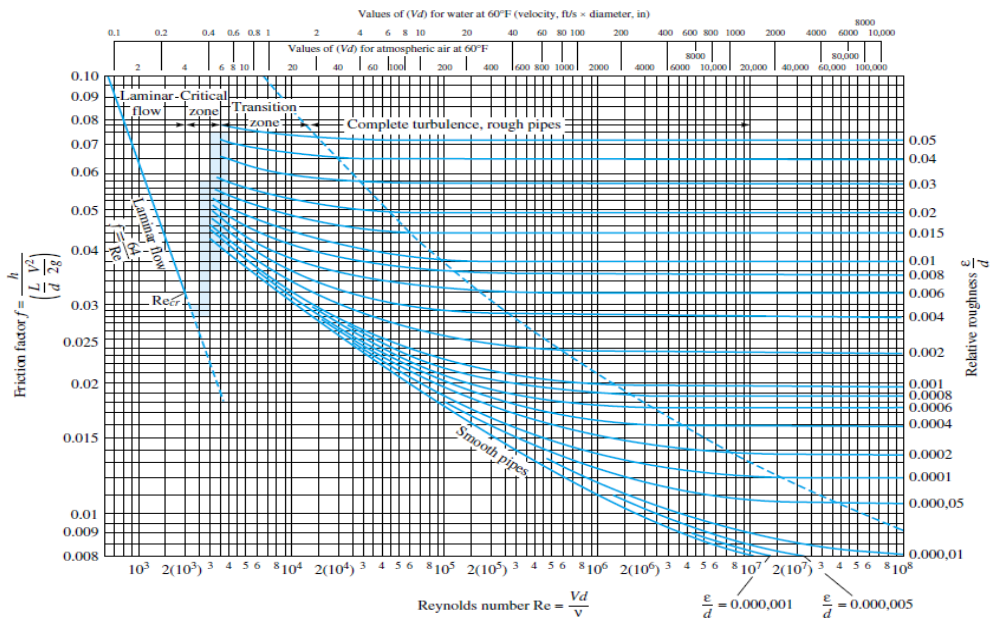
μ_l : Viskositas fluida (kg/ms)

$$Re = \frac{252,389 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,1282 \text{ m} \times 1,033 \text{ m/s}}{5.622310 - 4 \text{ kg/ms}} = 59448$$

f. Faktor friksi

Diperoleh dari diagram Moody (White, "Fluid Mechanics", ed IV, halaman 349).

$$f = 0,0214$$



Gambar Pompa – 01 – 04. Grafik Faktor Friksi

Rencana pemipaan

Pipa lurus, $L = 69 \text{ m}$

Panjang ekivalen (Ludwig, 2001, “*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*”, ed.III, vol I, halaman 87).

Tabel Pompa – 01 – 04. Perhitungan Panjang Ekivalen

Perihal	Le (ft)	Jumlah	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
Kontraksi	6	1	6	1.8288
Elbow	9	10	90	27,432
Valve	145	2	290	88.392
Check Valve	33	1	33	10.0584
Ekspansi	14	1	14	4.2672
Total			433	131,98

$$L + \Sigma Le = 69 \text{ m} + 131,98 \text{ m} = 200,98 \text{ m}$$

$$\text{Percepatan gravitasi, } g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$\text{Head karena friksi, } h_f = \frac{0,02 \cdot 14 \times 200,98 \text{ m} \times (1,033 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 0,1282 \text{ m}} = 1,83004 \text{ m}$$

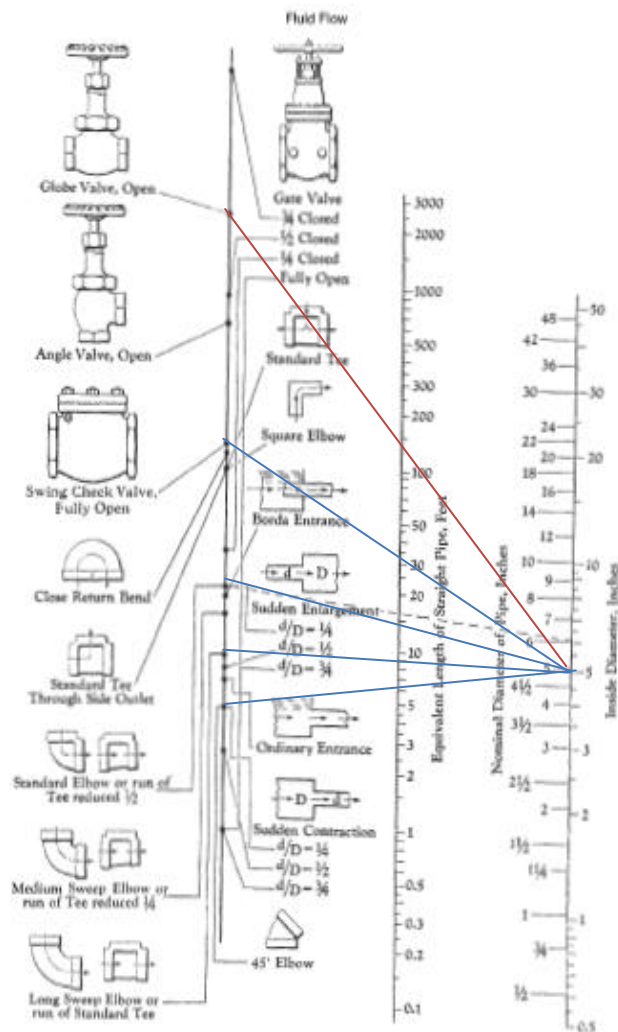


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., Technical Paper #409, Engineering Div., 1962, also see [3].

Gambar Pompa – 01 – 05. Panjang Ekivalen

g. Rapat massa

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho_1 \times g \\ &= 252,389 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \end{aligned}$$

$$\gamma = 2473,41 \text{ N/m}^3$$

h. Head pompa

Head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\gamma} = \frac{(1,01325 \text{ bar} - 1,01325 \text{ bar}) \times \left(\frac{10^5 \text{ N}}{\text{m}^2 \text{ bar}}\right)}{2473,41 \text{ N/m}^3} = 0 \text{ m}$$

Head potensial

$$z_2 - z_1 = 12 \text{ m} - 1 \text{ m} = 11 \text{ m}$$

Head kinetik

$$\frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} = \frac{\left(1,033 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2 - \left(0 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} = 0,0545 \text{ m}$$

Head pompa

$$H_{\text{man}} = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + (z_2 - z_1) + \left(\frac{V_2^2 - V_1^2}{2g}\right) + h_f$$

$$H_{\text{man}} = 0 \text{ m} + 11 \text{ m} + 0,0545 \text{ m} + 1,8373 \text{ m}$$

$$H_{\text{man}} = 12,8845 \text{ m}$$

*Net Positive Suction Head (NPSH)*a. NPSH yang tersedia (NPSH_A)

NPSH_A dapat dihitung dengan persamaan 3-10 Ludwig, 2001, “*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*”, ed III, vol I, halaman 190.

$$\text{NPSH}_A = Z_1 + (P_a - P_v) \cdot \left(\frac{1}{U}\right) - h_{sl}$$

Keterangan :

P_a : Tekanan operasi (bar)

P_v : Tekanan uap murni (bar)

Z₁ : Elevasi *suction head* (m)

U : Rapat berat (*wight density*) (N/m³)

h_{sl} : Head friksi pada daerah hisap (m)

Menentukan head friksi pada daerah hisap (h_{fl})

$$h_{sl} = \frac{f \cdot (L + L_e)_{\text{suction}} \cdot V^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

Panjang pipa lurus, L = 5 m

Panjang ekivalen

Tabel Pompa – 01 – 05. Perhitungan Panjang Ekuivalen Suction

Perihal	Le (ft)	Jumlah	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
Kontraksi	6	1	6	1.8288
Elbow	9	1	9	2.7432
Valve	145	1	145	44.196
Check Valve	33	0	0	0
Ekspansi	14	0	0	0
Total			160	48.768

$$L + \Sigma Le = 5 \text{ m} + 48,768 \text{ m} = 53,768 \text{ m}$$

$$\text{Head karena friksi, } h_f = \frac{0,02 \times 53,768 \text{ m} \times (1,033 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 0,1282 \text{ m}} = 0,48959 \text{ m}$$

$$= 48,959 \text{ cm}$$

Tekanan uap fluida

$$P_{\text{uap}} = \Sigma y_i \times P_{\text{uapi}}$$

Dengan hubungan :

P_{uap} : Tekanan uap fluida yang dipompa (N/m^2)

y_i : Fraksi mol masing-masing komponen

Untuk 1 kg fluida :

Tabel Pompa – 01 – 06. Komposisi Fluida

Komponen	Mr (kg/kmol)	Fraksi massa	kmol	x
C6H6	78	0.998	1.28E-02	0.998
C7H8	92.14	0.002	2.17E-05	0.002
Total		1.000	1.28E-02	1.000

Pada suhu, $T = 303,15 \text{ K} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$

$P_v = 0,157 \text{ bar}$

Tabel Pompa – 01 – 07. Iterasi P_v

Komponen	X	P_v (bar)	$K = P_v/P_t$	$y = K_i x_i$
C6H6	0.998	0.157	1.00169	0.99999
C7H8	0.002	0.048	0.30930	0.00052
Total	1.000			1.00051

$$\text{NPSH} = (1,0325 - 0,158)\text{bar} \times \left(\frac{10^5 \text{ N/m}^2 \cdot \text{bar}}{8477,098 \text{ N/m}^3} \right) + 1 \text{ m} - 0 \text{ m}$$

$$\text{NPSH} = 35,1477898 \text{ m}$$

b. NPSH yang diperlukan (NPSH_R)

$$\text{NPSH}_R = \left(\frac{N}{1200} \right)^4 \cdot (Q)^{\frac{2}{3}}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putaran (rpm)

Q : Kapasitas pompa (m^3/menit)

$$Q = 0,0133 \text{ m}^3/\text{s} = 0,8 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$\text{NPSH}_R = \left(\frac{750 \text{ rpm}}{1200} \right)^4 \cdot (0,8 \text{ m}^3/\text{menit})^{\frac{2}{3}}$$

$$\text{NPSH}_R = 0,59 \text{ m}$$

NPSH yang tersedia (NPSH_A) > NPSH yang diperlukan (NPSH_R), maka

tidak terjadi kavitasi.

4. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$N_s = \frac{N\sqrt{Q_1}}{(g \cdot H_{\text{man}})^{\frac{3}{4}}}$$

(Karrassik, 2001, "*Pumps Handbook*", ed III, Mc Graw Hill, halaman 1.5)

Dengan hubungan :

g : Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

H_{man} : Head pompa (m)

N : Kecepatan putar (rad/s)

N_s : Kecepatan spesifik (antara 0,1 sampai 1 rad)

Q_1 : Kapasitas pompa (m^3/s)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, 2001, "*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*", ed III, vol 3, halaman 624.

Table 14-2
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50 Rpm	60 Rpm	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} any practical as above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Gambar Pompa – 01 – 06. Tabel Data Kecepatan Perputaran

Dipilih kecepatan putar = 750 rotasi/menit

Faktor slip = 5 % (prediksi)

Rpm = 750 rotasi/menit x 95,00 % = 712,5 rotasi/menit

$$N = 712,5 \frac{\text{rotasi}}{\text{menit}} \times \frac{\text{menit}}{60\text{s}} \times \frac{2\pi\text{rad}}{\text{rotasi}} = 74,6128 \text{ rad/s}$$

$$N_s = \frac{74,6128 \frac{\text{rad}}{\text{s}} \times \sqrt{0,0133 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}}{\left(9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times (12,8845 \text{ m})\right)^{3/4}} = 0,22872 \text{ rad}$$

5. Menghitung Daya Penggerak Poros

Dihitung dengan persamaan :

$$P_o = \frac{Q_l \gamma H_{\text{man}}}{\text{eff}}$$

Dengan hubungan :

eff : Efisiensi pompa

H_{man} : Head pompa (m)

Q_l : Kapasitas pompa (m^3/s)

P_o : Daya penggerak poros (watt)

γ : Rapat berat (N/m^3)

Efisiensi pompa

Diperoleh dari fig 10.63 Towler and Sinnott, 2008, “*Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design*”, halaman 625.

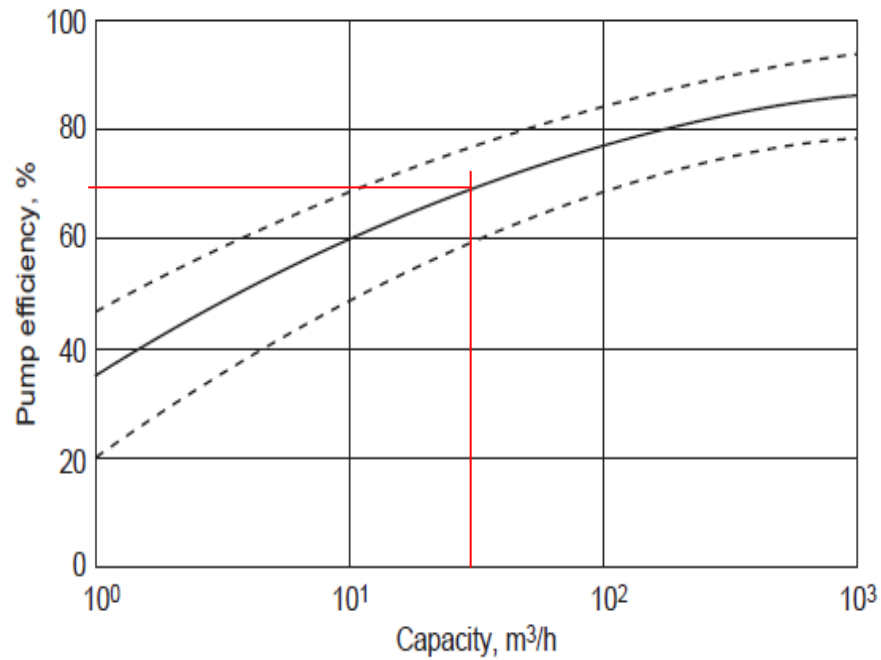


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Gambar Pompa – 01 – 07. Grafik Efisiensi Pompa

Untuk kapasitas, $Q_1 = 0,0133 \text{ m}^3/\text{s} \times (3600 \text{ s/jam}) = 48 \text{ m}^3/\text{jam}$

Diperoleh eff = 70 %

Daya penggerak poros :

$$P_o = \frac{0,0133 \text{ m}^3/\text{s} \times 2473,41 \text{ N/m}^3 \times 12,8845 \text{ m}}{70 \%} = 607,02161 \text{ watt}$$

6. Menentukan Motor Standar

Efisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 Peters and Timmerhaus, 1991, “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*”, ed. IV, halaman 521.

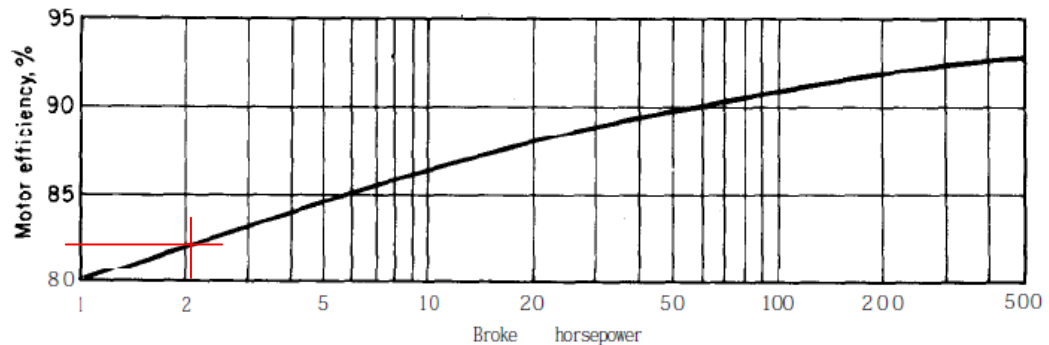


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

Gambar Pompa – 01 – 08. Grafik Efisiensi Motor Standar

Daya yang diperlukan = $607,02161 \text{ watt} \times (1,341 \times 10^{-3} \text{ hp/watt}) = 0,8142 \text{ Hp}$

Efisiensi motor = 82,5 %

$$\text{Daya} = \frac{0,8142}{82,5\%} = 0,98669 \text{ Hp}$$

Motor standar dipilih motor induksi

Daya : 1 Hp

(Ludwig, 2001, “*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*”, ed. III., vol III, halaman 628).

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Gambar Pompa – 01 – 09. Data Motor Standar NEMA

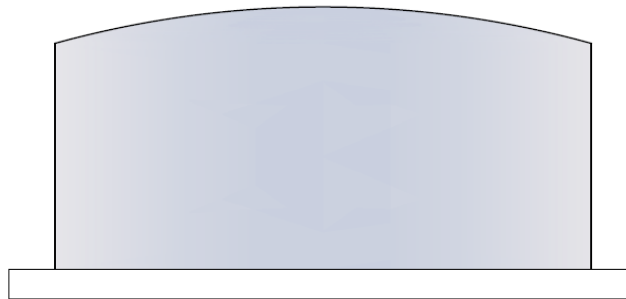
RINGKASAN POMPA – 01 (P – 01)

Tugas	: Memompa bahan baku Benzena dari tangki unit pembelian ke Tangki Penyimpanan Benzena T-01.
Jenis alat	: Pompa sentrifugal
Lokasi	: <i>Outdoor</i>
Bahan	: Baja komersial
Kapasitas	: 48 m ³ /jam
Diameter pipa	: 5 in NPS, sch no. 40ST, 40S
Panjang pipa	: 53,768 m
Head pompa	: 12,8845 m
Efisiensi pompa	: 70 %
Jenis motor	: Motor induksi
Kecepatan perputaran	: 74,6128 rad/s
Efisiensi motor	: 82,5 %
Daya motor standar	: 1Hp
Jumlah	: 2 unit

TANGKI – 01 (T – 01)

Tugas : Menyimpan bahan baku C_6H_6 selama 30 hari.

Jenis alat : Tangki silinder tegak



Gambar Tangki – 01 – 01. Tangki Penyimpan Benzene Tangki – 01

Suhu : 303.15 K = 30 °C

Tekanan : 1,01325 bar = 1 atm

Komposisi bahan yang disimpan :

Tabel Tangki – 01 – 01. Komposisi Bahan yang Disimpan Tangki - 01

Komponen	kg/jam	Mr (kg/kmol)
C_6H_6	2521.642	78
C_7H_8	7.910	92.141
Total	2529.552	

Langkah perhitungan :

1. Menghitung volume bahan
2. Mengitung volume tangki
3. Menghitung ukuran tangki

4. Menghitung *over design*

1. Menghitung Volume Bahan

Volume bahan = kecepatan volume x waktu tinggal

Pada suhu, $T = 303,15 \text{ K} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$

Tabel Tangki – 01 – 02. Perhitungan Volume Bahan

Komponen	kg/jam	ρ (kg/m ³)	m ³ /jam
C ₆ H ₆	2521.6424	252.8946	9.9711
C ₇ H ₈	7.9099	294.5449	0.0269
Total	2529.5523		9.9980

$$V_l = 9,9980 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 30 \text{ hari} = 7198,56 \text{ m}^3$$

2. Menghitung Volume Tangki

Agar pada saat pengisian tangki tidak mengganggu proses secara kontinyu maka tangki di bagi menjadi 2 tangki dengan volume bahan yg di simpan masing masing tangki sebesar 3599,28 m³

Dirancang : angka kewanaran 20%

$$V_t = 120\% V_l$$

$$V_t = 120\% \times 1007,8 \text{ m}^3 \times \left(\frac{1 \text{ bbl}}{158 \times 10^{-3} \text{ m}^3} \right)$$

$$V_t = 6.378,454 \text{ bbl}$$

3. Menghitung Ukuran Tangki

a. Menghitung Diameter dan Tinggi Tangki

Berdasarkan Brownell and Young, "Process Equipment Design", 1959, rancangan untuk tangki besar beratap $D = 8/3 H$

$$V_t = \frac{\pi D^2 H}{4}$$

$$V_t = \frac{\pi \left(\frac{8}{3}H\right)^2 H}{4}$$

$$V_t = \frac{\pi 16 H^3}{9}$$

$$1.007,80 \text{ m}^3 = \frac{3,14 \times 16 \times H^3}{9}$$

$$H^3 = 180,54 \text{ m}^3$$

$$H = 5,65 \text{ m} = 18,54 \text{ ft}$$

$$\text{Sehingga, } D = \frac{8}{3} H$$

$$D = \frac{8 \times 5,56 \text{ m}}{3}$$

$$D = 15,0715 \text{ m} = 49,45 \text{ ft}$$

b. Mencari Ukuran Tangki Fabrikasi

Ukuran tangki fabrikasi dipilih berdasarkan Appendix E, Item ke-1, Brownell and Young, 1959, "Process Equipment Design".

Item 1. Typical Sizes and Corresponding Approximate Capacities for Tanks with 72-in. Butt-welded Courses Recommended by API Standard 12 C
(Courtesy of American Petroleum Institute)

1 Tank Diameter (ft)	2 Approx. Capacity per Foot of Height (bbl)	3 Tank Height (ft)										
		4 Number of Courses in Completed Tank										
		5 12	6 18	7 24	8 30	9 36	10 42	11 48	12 54	13 60		
10	14.0	170	250	335	420	505
15	31.5	380	565	755	945	1,130
20	56.0	670	1,010	1,340	1,680	2,010	2,350	2,690
25	87.4	1,050	1,570	2,100	2,620	3,150	3,670	4,200	4,720	5,250
30	126	1,510	2,270	3,020	3,780	4,530	5,290	6,040	6,800	7,550
35	171	2,060	3,080	4,110	5,140	6,170	7,200	8,230	9,250	10,280
40	224	2,690	4,030	5,370	6,710	8,060	9,400	10,740	12,090	13,430
45	283	3,400	5,100	6,800	8,500	10,200	11,900	13,600	15,300	17,000
50	350	4,200	6,290	8,390	10,490	12,590	14,690	16,790	18,880	20,980
60	504	6,030	9,060	12,909	15,110	18,130	21,150	24,170	27,190	30,220
70	685	8,230	12,340	16,450	20,560	24,680	28,790	32,900	37,010	41,130
80	895	10,740	16,120	21,490	26,860	32,230	37,600	42,970	48,350	53,720
90	1,133	13,600	20,390	27,190	33,990	40,790	47,590	54,380	61,180	67,980
100	1,399	16,790	25,180	33,570	41,970	50,360	58,750	67,140	75,540	83,930
120	2,014	...	36,260	48,340	60,430	72,510	84,600	96,690	108,800	120,900
140	2,742	...	49,350	65,800	82,250	98,700	115,100	131,600	148,000	164,500
160	3,581	107,400	128,900	150,400	171,900	193,400	214,900
180	4,532	136,000	163,200	190,400	217,500	244,800	274,300
200	5,595	167,900	201,400	235,000	268,600	302,500	336,500
220	6,770	203,100	243,700	284,400	325,300	366,400	407,500

The approximate capacities shown are based on the formula:
Capacity (42-gal bbl) = 0.14D²H, where D = listed tank diameter and H = listed tank height.
Capacities below the heavy lines (cols. 9-11) are maximum for the tank heights shown, on the basis of the 1½-in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

Gambar 02. Tabel Data Ukuran Tangki Fabrikasi

D fabrikasi = 45 ft = 13,72 m

H fabrikasi = 18 ft = 5,49 m

Vt fabrikasi = 5100 bbl = 805,8 m³

c. Menghitung tebal dinding tangki

Tebal tangki fabrikasi dipilih berdasarkan Appendix E, Item ke-2, Brownell and Young, 1959, "Process Equipment Design".

Item 2. Shell Plate Thicknesses for Typical Sizes of Tanks with 72-in. Butt-welded Courses

Recommended by API Standard 12 C

(Courtesy of American Petroleum Institute)

1 Tank Diam (ft)	2 Tank Height (ft)										12 Maximum Allowable Height for Diameters Listed (ft)
	3 Number of Courses in Completed Tank										
	4 Shell Plate Thickness (In.)										
	6	12	18	24	30	36	42	48	54	60	
10	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16
15	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16
20	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16
25	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	0.19	0.19	0.20	0.22
30	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	0.19	0.19	0.21	0.24	0.26
35	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	0.19	0.21	0.24	0.27	0.30	...
40	3/16	3/16	3/16	3/16	0.19	0.21	0.24	0.28	0.31	0.35	...
45	3/16	3/16	3/16	3/16	0.19	0.23	0.27	0.31	0.35	0.39	...
50	1/4	1/4	1/4	1/4	1/4	0.26	0.30	0.35	0.39	0.43	...
60	1/4	1/4	1/4	1/4	0.26	0.31	0.36	0.41	0.47	0.52	...
70	1/4	1/4	1/4	0.25	0.30	0.36	0.42	0.48	0.54	0.61	...
80	1/4	1/4	1/4	0.27	0.34	0.41	0.48	0.55	0.62	0.69	...
90	1/4	1/4	1/4	0.31	0.38	0.46	0.54	0.62	0.70	0.78	...
100	1/4	1/4	0.25	0.34	0.43	0.51	0.60	0.69	0.78	0.86	...
120	1/4	1/4	0.30	0.41	0.51	0.62	0.72	0.83	0.93	1.03	...
140	1/4	1/4	0.35	0.47	0.60	0.72	0.84	0.96	1.08	1.21	...
160	1/4	0.26	0.40	0.54	0.68	0.82	0.96	1.10	1.24	1.38	65.3
180	1/4	0.29	0.45	0.61	0.76	0.92	1.08	1.24	1.39	...	58.2
200	1/4	0.32	0.50	0.67	0.85	1.02	1.20	1.37	52.5
220	1/4	0.36	0.55	0.74	0.93	1.13	1.32	47.8

Plate thicknesses shown in item 2 in fractions are thicker than those required for hydrostatic loading but for practical reasons have been fixed at the values given; therefore, plates for these courses may be ordered on a weight basis. Plate thicknesses shown in item 2 in decimals are based on maximum allowable stresses, and therefore plates for these courses must be ordered on a thickness basis.

In deriving the plate-thickness values shown, it was assumed, on the basis of average mill practice, that the edge thickness of plates 72-in. wide and ordered on the weight basis would underrun the nominal thickness by 0.03 in. The actual thickness may underrun a calculated or specified thickness by 0.01 in.; consequently, fractional thickness values are shown only when the fractional value exceeds the calculated thickness of the course in question by more than 0.02 in.

The maximum allowable height for diameters listed in feet is based on the 1 1/2-in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

Gambar Tangki – 01 – 03. Tabel Data Tebal Shell Tangki

Jarak dihitung dari atas :

Tabel Tangki – 01 – 03. Tebal Shell Tangki - 01

Lembar ke	Ft	Tebal (in)
1	0-6	0,1875
2	6-12	0,1875
3	12-18	0,1875

4. Menghitung Over Design

$$\text{Over design} = \frac{V_t \text{ fabrikasi} - V_t}{V_t} \times 100 \%$$

$$= \frac{5100 \text{ bbl} - 6.378,455 \text{ bbl}}{6.378,455 \text{ bbl}} \times 100\%$$
$$= 20 \%$$

RINGKASAN TANGKI – 01 (T – 01)

Tugas : Menyimpan bahan baku C_6H_6 selama 7 hari.
Jenis alat : Tangki silinder tegak
Volume bahan (liquid), V_l : 464,195 m³
Volume tangki, V_t : 6378,454 bbl : 1007,8 m³
Diameter tangki, D_t : 45 ft : 13,72 m
Tinggi tangki, H_t : 18 ft : 5,49 m
Over design : 20%

Tebal dinding, jarak di hitung dari atas :

Lembar ke	Ft	Tebal (in)
1	0 – 6	0,1875
2	6 – 12	0,1875
3	12 – 18	0,1875

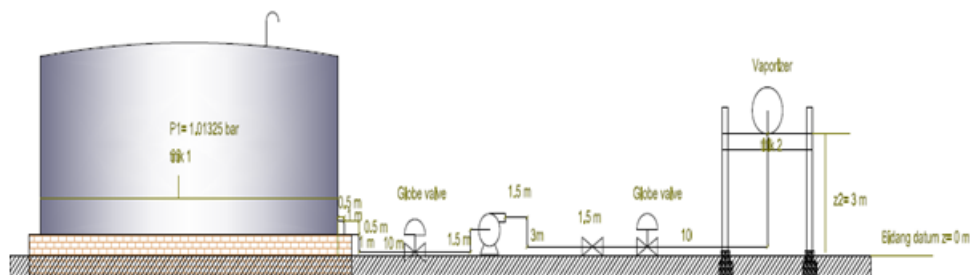
Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 178 Grade C*
Jumlah : 2 unit

POMPA – 02 (P – 02)

Tugas : Mengalirkan Benzena umpan sebanyak 2529,552 kg/jam dari Tangki Penyimpanan Benzena (T – 01) menuju Vaporizer (V 01)

Jenis alat : Pompa sentrifugal

Sketsa pompa :



Gambar Pompa – 02 – 01. Sketsa Pompa – 02

Data :

Suhu, $T = 303,15 \text{ K} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$

Bahan yang dipompa :

Tabel Pompa – 02 – 01. Komposisi Bahan

Komponen	Mr (kg/kmol)	kg/jam	Fraksi massa
C ₆ H ₆	78	2521,642	0,99687
C ₇ H ₈	92,141	7,910	0,00313
Total		2529,552	1,00000

Titik datum berada di 2 m dari permukaan tanah.

Titik 1 berada di pipa pengeluaran Tangki Penyimpanan Etanol T-01, pada :

Titik 1 *suction* :

Tekanan *suction head*, $P_1 = 1,01325 \text{ bar} = 1 \text{ atm}$

Suction head, $z_1 = 0,5 \text{ m}$ (ketinggian permukaan cairan dalam tangki unit pembelian, dievaluasi pada saat tangki hampir kosong).

Kecepatan linear, $v_1 \sim 0 \text{ m/s}$ (kecepatan penurunan permukaan cairan dalam tangki unit pembelian).

Titik 2 *discharge* berada pada ujung pipa masuk Vaporizer V-01

Tekanan *discharge head*, $P_2 = 2,0265 \text{ bar} = 2 \text{ atm}$

Tinggi *discharge head*, $z_2 = 2 \text{ m}$

Langkah perhitungan :

7. Menghitung kapasitas pompa
8. Menghitung ukuran pipa
9. Menghitung head pompa
10. Menghitung kecepatan spesifik
11. Menghitung daya penggerak poros
12. Menentukan motor standar

7. Menghitung Kapasitas Pompa

Q_1 = Kecepatan volume fluida yang dipompa

Pada suhu, $T = 303,15 \text{ K} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$

Tabel Pompa – 02 – 02. Perhitungan Kecepatan Volume Fluida

Komponen	kg/jam	$\rho_1 \text{ (kg/m}^3\text{)}$	$\text{(m}^3\text{/jam)}$
C6H6	2521,642	252,895	9,97112
C7H8	7,910	294,545	0,02685
Total	2529,552		9,99797

$$Q_1 = 9,9980 \times \left(\frac{\text{jam}}{3.600 \text{ s}}\right) = 0,00278 \text{ m}^3/\text{s}$$

8. Menghitung Ukuran Pipa

c. Ukuran pipa optimum

Dihitung dengan persamaan :

$$D_{i_{opt}} = 0,363 Q_1^{0,45} \rho_1^{0,13} \quad (\text{Peters and Timmerhaus, 2003, "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", 4th ed, halaman 501}).$$

Dengan hubungan :

$D_{i_{opt}}$: Diameter pipa optimum (m)

Q_1 : Kecepatan volume fluida (m^3/s)

ρ_1 : Rapat massa fluida (kg/m^3)

Rapat massa fluida di pompa :

$$\rho_1 = \Sigma \text{Kecepatan massa} / \Sigma \text{Kecepatan volume}$$

$$\rho_1 = \frac{2529,552 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{9,998 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}} = 253,006 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\begin{aligned} D_{i_{opt}} &= 0,363 \times (0,0027772)^{0,45} \times (253,006)^{0,13} \\ &= 0,005272 \text{ m} \times \frac{\text{in}}{0,0254 \text{ m}} \end{aligned}$$

$$D_{i_{opt}} = 2,07541 \text{ in}$$

d. Pipa standar

Dipilih berdasarkan tabel 10-22 Perry, R.H., "Chemical Engineering Handbook", halaman 10-79.

Dipilih 2 in NPS, 40 ST, 40 S

$$\text{Diameter luar, } O_d : 2,375 \text{ in} \times (0,0254 \text{ m/in}) = 0,0603 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam, } I_d : 2,067 \text{ in} \times (0,0254 \text{ m/in}) = 0,0525 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas penampang pipa, } A_p &= \frac{\pi \cdot ID^2}{4} \\
 &= \frac{3,14 \times (0,0525 \text{ m})^2}{4} \\
 &= 0,00216 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

9. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2g} + hf + H_{man} = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2g}$$

Dengan hubungan :

g : Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

hf : Head karena friksi (m)

H_{man} : Head pompa (m)

P_1 : Tekanan pada titik 1 (bar)

P_2 : Tekanan pada titik 2 (bar)

V_1 : Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

V_2 : Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Z_1 : Elevasi titik 1 (m)

Z_2 : Elevasi titik 2 (m)

Head karena friksi

Dihitung dengan persamaan:

$$h_f = \frac{f(L + \Sigma L_e)V^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

Dengan hubungan :

f : Faktor friksi

ID : Diameter dalam pipa (m)

L : Panjang pipa lurus (m)

L_e : Panjang ekivalen (m)

V : Kecepatan linear fluida (m/s)

a. Bahan konstruksi

Dipilih : Baja komersial

Kekasaran pipa, $e = 0,00015 \text{ ft}$ (White, "Fluid Mechanics", halaman 349).

$$e = 0,00015 \text{ ft} \times (0,3048 \text{ m/ft}) = 0,00004572 \text{ m}$$

b. Kekasaran relatif

$$\frac{\varepsilon}{Id} = \frac{0,00004572 \text{ m}}{0,0525 \text{ m}} = 0,00087$$

c. Kecepatan linear

$$V = \frac{Q_l}{A_p} = \frac{0,00278 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00216 \text{ m}^2} = 1,28284 \text{ m/s}$$

d. Viskositas

$$\mu_l = \sum x_{mass_i} \times \mu_{li}$$

Dengan hubungan :

μ_l : Viskositas (kg/ms)

x_{mass} : Fraksi massa masing-masing komponen

Pada suhu, $T = 303,15 \text{ K} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$

Tabel Pompa – 02 – 03. Perhitungan Viskositas

Komponen	Fraksi massa	μ (kg/ms)	$x_{mass} \mu_l$
C6H6	0,998	$5,6232 \cdot 10^{-4}$	$5,6120 \cdot 10^{-4}$
C7H8	0,002	$5,1829 \cdot 10^{-4}$	$1,0366 \cdot 10^{-6}$
Total	1,000		$5,6223 \cdot 10^{-4}$

$$\mu_l = 5,6223 \cdot 10^{-4} \text{ kg/ms}$$

e. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho_l ID V}{\mu_l}$$

Dengan hubungan :

ID : Diameter dalam (m)

Re : Bilangan Reynold

V : Kecepatan linear fluida (m/s)

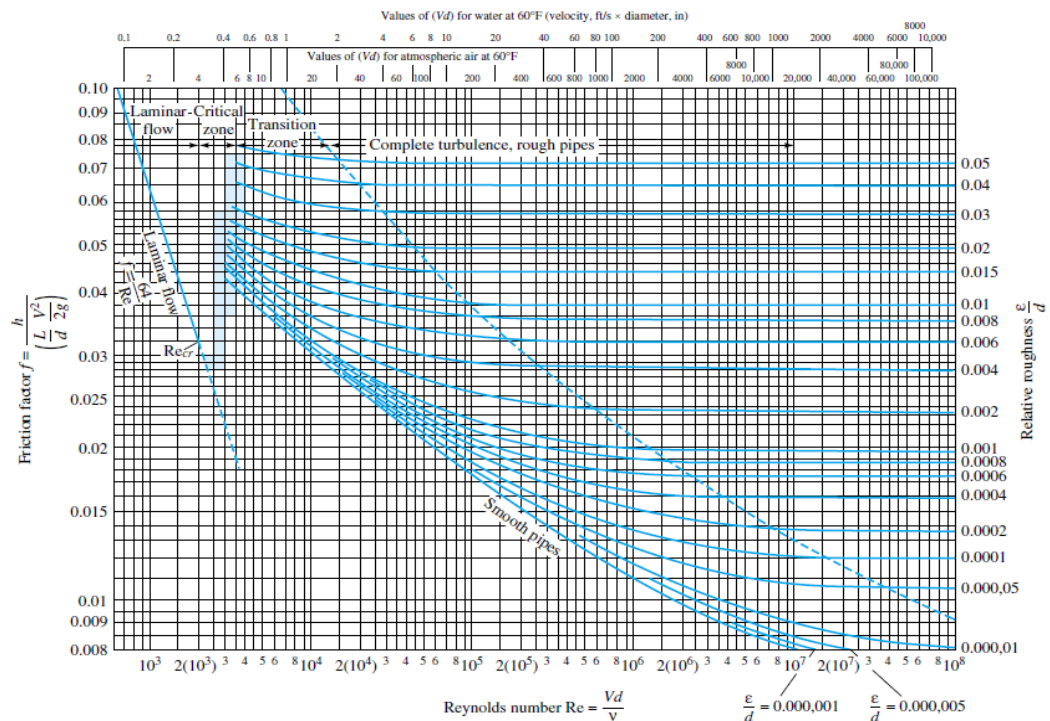
μ_l : Viskositas fluida (kg/ms)

$$Re = \frac{253,006 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,0525 \text{ m} \times 1,28284 \text{ m/s}}{5.6223 \cdot 10^{-4} \text{ kg/ms}} = 30311$$

f. Faktor friksi

Diperoleh dari diagram Moody (White, "Fluid Mechanics", ed IV, halaman 349).

$$f = 0,02563$$



Rencana pemipaan

Pipa lurus, $L = 122,5$ m

Panjang ekivalen (Ludwig, 2001, “*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*”, ed. III, vol I, halaman 87).

Tabel Pompa – 02 – 04. Perhitungan Panjang Ekivalen

Perihal	Le (ft)	Jumlah	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
Kontraksi	2,5	1	2,5	0,762
Elbow	5	10	50	15,24
Valve	50	2	100	30,48
check valve	14	1	14	4,2672
ekspansi	5	1	5	1,524
T joint	5	1	5	1,524
Total			171,5	53,7972

$$L + \Sigma Le = 123 \text{ m} + 53,7972 \text{ m} = 176,297 \text{ m}$$

$$\text{Percepatan gravitasi, } g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$\text{Head karena friksi, } h_f = \frac{0,02563 \times 176,297 \text{ m} \times (1,28284 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 0,0525 \text{ m}} = 7,22504 \text{ m}$$

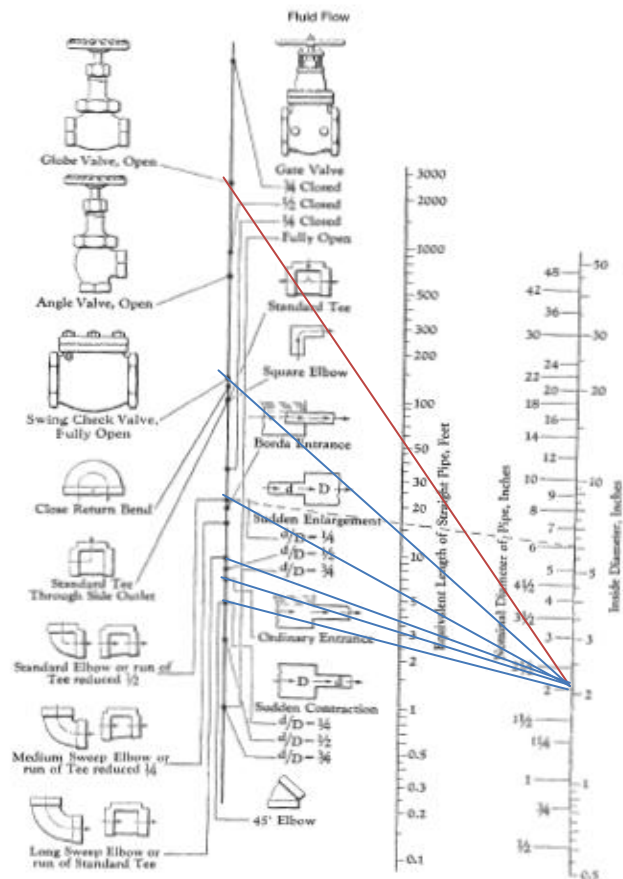


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., Technical Paper #409, Engineering Div., 1942, also see [3].

Gambar Pompa – 02 – 02. Panjang Ekuivalen

g. Rapat berat

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho_l \times g \\ &= 253,006 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \end{aligned}$$

$$\gamma = 2479,46 \text{ N/m}^3$$

h. Head pompa

Head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\gamma} = \frac{(2,0265 \text{ bar} - 1,01325 \text{ bar}) \times \left(\frac{10^5 \text{ N}}{\text{m}^2 \text{ bar}}\right)}{2479,46 \text{ N/m}^3} = 40,8657 \text{ m}$$

Head potensial

$$z_2 - z_1 = 2 \text{ m} - 0,5 \text{ m} = 1,5 \text{ m}$$

Head kinetik

$$\frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} = \frac{\left(1,2828263 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2 - \left(0 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} = 0,08396 \text{ m}$$

Head pompa

$$H_{\text{man}} = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + (z_2 - z_1) + \left(\frac{V_2^2 - V_1^2}{2g}\right) + h_f$$

$$H_{\text{man}} = 40,86569 \text{ m} + 1,5 \text{ m} + 0,08396 \text{ m} + 7,22504 \text{ m}$$

$$H_{\text{man}} = 49,6747 \text{ m}$$

Net Positive Suction Head (NPSH)

a. NPSH yang tersedia (NPSH_A)

NPSH_A dapat dihitung dengan persamaan 3-10 Ludwig, 2001, “*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*”, ed III, vol I, halaman 190.

$$\text{NPSH}_A = Z_1 + (P_a - P_v) \cdot \left(\frac{1}{\gamma}\right) - h_{sl}$$

Keterangan :

P_a : Tekanan operasi (bar)

P_v : Tekanan uap murni (bar)

Z₁ : Elevasi *suction head* (m)

U : Rapat berat (*wight density*) (N/m³)

h_{sl} : Head friksi pada daerah hisap (m)

Menentukan head friksi pada daerah hisap (h_{fi})

$$h_{sl} = \frac{f \cdot (L + L_e)_{suction} \cdot V^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

Panjang pipa lurus, $L = 2,5$ m

Panjang ekivalen :

Tabel Pompa – 02 – 05. Perhitungan Panjang Ekivalen Suction

Perihal	Le (ft)	Jumlah	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
Kontraksi	2,5	1	2,5	0,762
Elbow	5	1	5	1,524
Valve	50	1	50	15,24
check valve	14	0	0	0
Ekspansi	5	0	0	0
Total			57,5	17,526

$$L + \Sigma Le = 2,5 \text{ m} + 17,526 \text{ m} = 20,026 \text{ m}$$

$$\text{Head karena friksi, } h_f = \frac{0,03 \times 20,026 \text{ m} \times (1,28284 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 0,0525 \text{ m}} = 0,82071 \text{ m}$$

Tekanan uap fluida

$$P_{uap} = \Sigma y_i \times P_{uapi}$$

Dengan hubungan :

P_{uap} : Tekanan uap fluida yang dipompa (N/m^2)

y_i : Fraksi mol masing-masing komponen

Untuk 1 kg fluida :

Tabel Pompa – 02 – 06. Komposisi Fluida

Komponen	Mr (kg/kmol)	kg/jam	kmol/jam	xi
C6H6	78	2521,642	32,32875	0,99735
C7H8	92.141	7,910	0,08585	0,00265
Total		2529,552	32,41459	1,00000

Pada suhu, $T = 303,15 \text{ K}$
 $P = 0,1564 \text{ bar}$

Tabel Pompa – 02 – 07. Iterasi P

Komponen	xi	Puap (bar)	$K = \text{Puap}/\text{Pt}$	$y = K_i \text{ xi}$
C6H6	0,99735	0,157	1,00184	0,99918
C7H8	0,00265	0,048	0,30832	0,00082
Total	1,00000			1,00000

$$\text{NPSH}_A = 0,5\text{m} + (1,0325 - 0,158)\text{bar} \times \left(\frac{10,5 \text{ N/m}^2 \cdot \text{bar}}{7.527,17 \text{ N/m}^3} \right) - 1\text{m}$$

$$\text{NPSH}_A = 34,2 \text{ m}$$

b. NPSH yang diperlukan (NPSH_R)

$$\text{NPSH}_R = \left(\frac{N}{1200} \right)^4 \cdot (Q)^{\frac{2}{3}}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putaran (rpm)

Q : Kapasitas pompa (m^3/menit)

$$Q = 0,00154 \text{ m}^3/\text{s} = 0,0924 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$NPSH_R = \left(\frac{2850 \text{ rpm}}{1200}\right)^4 \cdot (0,0924 \text{ m}^3/\text{menit})^{\frac{2}{3}}$$

$$NPSH_R = 0,41 \text{ m}$$

NPSH yang tersedia ($NPSH_A$) > NPSH yang diperlukan ($NPSH_R$), maka tidak terjadi kavitasi.

10. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$N_s = \frac{N\sqrt{Q_1}}{(g \cdot H_{\text{man}})^{3/4}}$$

(Karrassik, 2001, “*Pumps Handbook*”, ed III, Mc Graw Hill, halaman 1.5)

Dengan hubungan :

- g : Percepatan gravitasi normal (m/s^2)
- H_{man} : Head pompa (m)
- N : Kecepatan putar (rad/s)
- N_s : Kecepatan spesifik (antara 0,1 sampai 1 rad)
- Q_1 : Kapasitas pompa (m^3/s)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, 2001, “*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*”, ed III, vol 3, halaman 624.

Dipilih kecepatan putar = 500 rotasi/menit

Faktor slip = 5 % (prediksi)

Rpm = 500 rotasi/menit x 95,00 % = 475 rotasi/menit

$$N = 475 \frac{\text{rotasi}}{\text{menit}} \times \frac{\text{menit}}{60\text{s}} \times \frac{2\pi\text{rad}}{\text{rotasi}} = 49,7419 \text{ rad/s}$$

$$N_s = \frac{49,7419 \frac{\text{rad}}{\text{s}} \times \sqrt{0,00278 \text{ m}^3/\text{s}}}{\left(9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times (17,1615 \text{ m})\right)^{3/4}} = 0,21176 \text{ rad}$$

11. Menghitung Daya Penggerak Poros

Dihitung dengan persamaan :

$$P_o = \frac{Q_1 \gamma H_{man}}{eff}$$

Dengan hubungan :

- eff : Efisiensi pompa
 H_{man} : Head pompa (m)
 Q_1 : Kapasitas pompa (m^3/s)
 P_o : Daya penggerak poros (watt)
 γ : Rapat berat (N/m^3)

Efisiensi pompa

Diperoleh dari fig 10.63 Towler and Sinnott, 2008, “*Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design*”, halaman 625.

Untuk kapasitas, $Q_1 = 0,00278 m^3/s \times (3.600 s/jam) = 9,99797 m^3/jam$

Diperoleh eff = 50 %

Daya penggerak poros :

$$P_o = \frac{0,00278 m^3/s \times 2479,46 N/m^3 \times 49,6747 m}{50 \%} = 684,120253 \text{ watt}$$

12. Menentukan Motor Standar

Efisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 Peters and Timmerhaus, 1991, “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*”, ed. IV, halaman 521.

Daya yang diperlukan = $432,5797 \text{ watt} \times (1,341 \times 10^{-3} \text{ Hp/watt}) = 0,58 \text{ Hp}$

Efisiensi motor = 80 %

$$\text{Daya} = \frac{0,5263 \text{ Hp}}{80 \%} = 0,6578 \text{ Hp}$$

Motor standar dipilih motor induksi

Daya : 0,75 Hp

(Ludwig, 2001, “*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*”, ed. III., vol III, halaman 628).

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

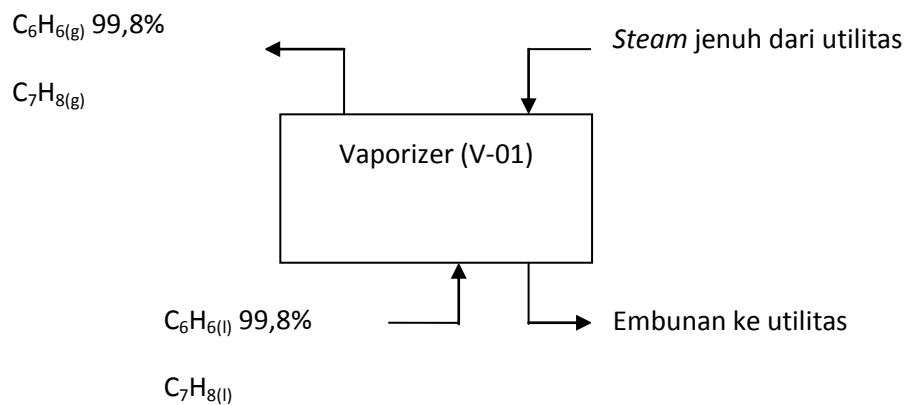
RINGKASAN POMPA – 02 (P – 02)

Tugas	: Mengalirkan Benzena umpan sebanyak 2.529,55 kg/jam dari Tangki Penyimpanan Benzena (T – 01) menuju Vaporizer (V-01)
Jenis alat	: Pompa sentrifugal
Lokasi	: <i>Outdoor</i>
Bahan	: Baja komersial
Kapasitas	: 9,997 m ³ /jam
Diameter pipa	: 2 in NPS, sch no. 40ST, 40S
Panjang pipa	: 86,2972 m
Head pompa	: 49,67 m
Efisiensi pompa	: 50 %
Jenis motor	: Motor induksi
Kecepatan perputaran	: 298,45 rad/s
Efisiensi motor	: 80 %
Daya motor standar	: 0,75 Hp
Jumlah	: 2 unit

VAPORIZER (V – 01)

Tugas : Menguapkan bahan baku C_6H_6 sebanyak 2799,2764 kg/jam pada tekanan 2 atm dengan media pemanas *steam* jenuh pada suhu 257,16 °C.

Jenis alat : Penukar panas *shell* dan *tube*



Fluida dingin berasal dari tangki penyimpanan.

P : 2 atm

T_f : 338,34 K = 65,19 °C

Komposisi bahan masuk vaporizer :

Tabel Vaporizer – 01. Data Fisik Bahan Masuk Vaporizer

Komponen	Mr (kg/kmol)	Tb (K)	Tc (K)	Pc (bar)	kg/jam
C_6H_6	78	353.24	562.15	48.98	2799,276
C_7H_8	92,14	383.78	591.79	41.09	8.489
Total					2807,742

Langkah perhitungan :

1. Menentukan suhu fluida dingin keluar, t_2
2. Menentukan suhu fluida dingin masuk, t_1
3. Menghitung beban panas
4. Menentukan media pemanas
5. Menghitung beda suhu rerata
6. Menghitung koefisien perpindahan kalor
7. Menghitung alat penukar kalor standar
8. Menentukan route fluida
9. Menghitung kalor perpindahan kalor dalam *tube*, *shell*, dan gabungan
10. Menghitung faktor pengotoran
11. Menghitung penurunan tekanan

1. Menentukan Suhu Fluida Dingin Keluar (t_2)

Suhu keluar t_2 merupakan suhu embun dari umpan, dihitung dengan cara iterasi sampai diperoleh $\sum x_i = \sum y_i/K_i = 1$.

Tabel Vaporizer – 02. Komposisi Bahan Masuk Vaporizer

Komponen	Mr (kg/kmol)	kg/jam	kmol	Fraksi mol	Fraksi massa
C ₆ H ₆	78	2799.276	35.888	0.997	0.997

C ₇ H ₈	92,14	8.466	0.092	0.003	0.003
Total		2807.742	35.980	1.000	1.000

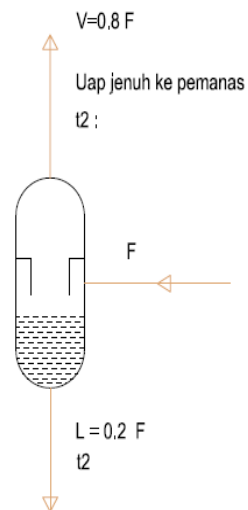
$$T_2 = 378,334 \text{ K (iterasi)} = 105,184 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Tabel Vaporizer – 03. Iterasi Suhu Fluida Dingin Keluar (t_2)

Komponen	Fraksi Mol	Puap (bar)	$K_i = P_{uap}/P_t$	$x_i = y_i/K_i$
C ₆ H ₆	0.997	2.034	1.004	0.994
C ₇ H ₈	0.003	0.854	0.421	0.006
Total	1.000			1.000

2. Menentukan Suhu Fluida Dingin Masuk (t_1)

Pada vaporizer, maksimum fluida dingin yang diijinkan menguap 80% untuk menghindari kekeringan di dalam vaporizer yang mengakibatkan kotoran-kotoran akan tertinggal di permukaan luar *tube*.



Gambar Vaporizer – 01. Neraca Massa Separator

F : Kecepatan mol fluida masuk separator (kmol/jam)

L : Kecepatan mol cair keluar separator (kmol/jam)

V : Kecepatan mol uap (kmol/jam)

y_i : Fraksi mol masing-masing komponen pada fase uap

x_i : Fraksi mol masing-masing komponen pada fase cair

z_f : Fraksi mol masing-masing komponen fluida masuk separator

Neraca massa di sekitar separator :

Kecepatan massa masuk – kecepatan massa keluar = akumulasi

$$F - V - L = 0 \quad \dots\dots\dots (1)$$

Neraca massa masing-masing komponen :

$$F z_f = V y_i + L x_i \quad \dots\dots\dots (2)$$

Kesetimbangan :

$$y_i = K_i x_i \quad \dots\dots\dots (3)$$

didefinisikan Rasio = V/F, maka L/F = (1-Rasio) diperoleh :

$$z_f = \text{Rasio } K_i x_i + (1-\text{Rasio}) x_i \quad \dots\dots\dots (4)$$

Pada suhu $T_2 = 378,334 \text{ K} = 105,184 \text{ }^\circ\text{C}$

Rasio = 0,8

Tabel Vaporizer – 04. Iterasi Rasio

Komponen	x_i	Puap (bar)	$K_i = \text{Puap}/P_t$	z_f
C_6H_6	0.994	2.034	1.004	0.997
C_7H_8	0.006	0.854	0.421	0.003
Total	1.000			1.000

Kecepatan mol F (masuk separator)

$$F = V/0,8 = 35,98 /0,8 = 44,975 \text{ kmol/jam}$$

Komposisi F :

Tabel Vaporizer – 05. Komposisi F

Komponen	z_f	Kmol	kg/jam
C_6H_6	0.997	44.829	3496.634
C_7H_8	0.003	0.146	13.490
Total	1.000	44.975	3510.124

Komposisi cair keluar separator

$$L = F - V$$

Tabel Vaporizer – 06. Komposisi Cair Keluar Separator

Komponen	x_i	Kmol	kg/jam
C_6H_6	0.994	8.940	697.358
C_7H_8	0.006	0.055	5.024
Total	1.000	8.995	702.382



Gambar Vaporizer – 02. Suhu Pencampuran

Neraca panas di sekitar pencampuran :

$$Q_f + Q_2 - Q_3 = 0$$

Panas yang dibawa oleh arus f :

$$T_f = 338,34 \text{ K} = 65,19 \text{ }^\circ\text{C}$$

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

Tabel Vaporizer – 07. Perhitungan Beban Panas Q_f

Komponen	kg/jam	C_{p1} (kJ/kg K)	$m C_p (t_f - t_{\text{reff}})$
C_6H_6	2799.276	1.812	203833.745
C_7H_8	8.466	1.745	593.687
Total	2807.742		204427.432

$$Q_f = 204.427,432 \text{ kJ/jam}$$

Panas yang dibawa arus 2

$$T_2 = 378,334 \text{ K} = 105,184 \text{ }^\circ\text{C}$$

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

Tabel Vaporizer – 08. Perhitungan Beban Panas Q₂

Komponen	kg/jam	C _{p1} (kJ/kg K)	m Cp (t _r - t _{reff})
C ₆ H ₆	697.358	1.857	103865.490
C ₇ H ₈	5.024	1.785	719.079
Total	702.382		104584.570

$$Q_2 = 104.584,570 \text{ kJ/jam}$$

Suhu masuk vaporizer

Dihitung dengan cara iterasi sampai diperoleh $Q_1 + Q_2 = Q_3$

$$T_1 = 346,37 \text{ K} = 73,23 \text{ }^\circ\text{C}$$

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

Tabel Vaporizer – 09. Perhitungan Beban Panas Q₃

Komponen	kg/jam	C _{p1} (kJ/kg K)	m Cp (t _r - t _{reff})
C ₆ H ₆	3496.634	1.821	307868.768
C ₇ H ₈	13.490	1.752	1143.233
Total	3510.124	3.573	309012.001

$$Q_3 = 309.012,001 \text{ kJ/jam}$$

Total panas :

$$Q_3 = 309.012,001 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_1 + Q_2 = 309.012,001 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Beda} = 0,000 \text{ kJ/jam}$$

3. Menghitung Beban Panas

Dihitung dengan persamaan :

$$Q_t = Q_s + Q_v$$

dimana : Q_s : Beban panas untuk menaikkan suhu (kJ/jam)

Q_v : Beban panas untuk penguapan (kJ/jam)

a. Beban panas untuk menaikkan suhu

$$Q_s = \sum \text{mass}_i \times C_{p_i} (t_2 - t_1)$$

$$T_1 = 346,37 \text{ K}$$

$$T_2 = 378,334 \text{ K}$$

Tabel Vaporizer – 10. Perhitungan Beban Panas Q_s

Komponen	kg/jam	C_{p_i} (kJ/kg K)	$m C_p (t_2 - t_1)$
C_6H_6	3496.634	1.914	212924.903
C_7H_8	13.490	1.835	787.629
Total	3510.124		213712.532

$$Q_s = 213.712,532 \text{ kJ/jam}$$

b. Beban panas untuk penguapan

Dihitung dengan persamaan :

$$Q_v = \sum \text{mass}_i \times h_{\text{vap}_i}$$

Tabel Vaporizer – 11. Perhitungan Beban Panas Q_v

Komponen	kg/jam	h_{vap} (kJ/kg)	$m h_{\text{vap}}$
C_6H_6	2799.276	418.243	1170778.797
C_7H_8	8.466	330.495	2797.918
Total	2807.742		1173576.715

$$Q_v = 1.173.576,715 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_t = Q_s + Q_v$$

$$= 213.712,532 \text{ kJ/jam} + 1.173.576,715 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_t = 1.387.289,247 \text{ kJ/jam}$$

4. Menentukan Media Pemanas

Sebagai media pemanas dipakai *steam* jenuh pada suhu $T = 530,32 \text{ K}$.

$$\text{Tekanan. } P = 44,80 \text{ bar}$$

$$\text{Suhu masuk, } T_1 = 530,32 \text{ K} = 257,18 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu keluar, } T_2 = 530,3 \text{ K}$$

$$\text{Entalpi uap. } h_g = 1.201,3 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Entalpi cair, } h_f = 481,8 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Rapat massa, } \rho = 22,593 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viskositas, } \mu_{\text{steam}} = 1,00 \times 10^{-6} \text{ kg/ms}$$

$$\text{Panas laten pengembunan, } h_{fg} = h_g - h_f$$

$$= 1201,3 \text{ kJ/kg} - 481,8 \text{ kJ/kg}$$

$$= 719,5 \text{ kJ/kg}$$

Data steam diperoleh dari “*Chemical Logic Corporation*”, (2003), Burlington, Massachusset.

Massa *steam* yang diperlukan :

$$m_{\text{steam}} = \frac{Q_t}{hfg}$$

Dengan hubungan :

hfg : Panas laten pengembunan *steam* (kJ/jam)

m_{steam} : Massa *steam* (kg/jam)

$$m_{\text{steam}} = \frac{1.387.288,247 \text{ kJ/jam}}{719,5 \text{ kJ/kg}} = 1.928,130 \text{ kg/jam}$$

5. Menghitung Beda Suhu Rerata

a. Zone pemanasan

Fluida

Fluida

Panas

Dingin

530,32	Suhu atas	378,334	Δt_1	151,986
530,3	Suhu bawah	346,512	Δt_2	183,788

$$LMTD_p = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$LMTD_p = \frac{183,788 \text{ K} - 151,985 \text{ K}}{\ln\left(\frac{183,788 \text{ K}}{151,985 \text{ K}}\right)} = 167,383 \text{ K}$$

Beda suhu rerata :

$$\Delta t_p = LMTD_p = 167,383 \text{ K}$$

b. Zone penguapan

$$\begin{aligned}\Delta t_v &= 503,3 \text{ K} - 378,334 \text{ K} \\ &= 151,965 \text{ K}\end{aligned}$$

c. Beda suhu rerata

$$\frac{Q_s}{\Delta t_p} = \frac{213.712,532 \text{ kJ/jam}}{167,383 \text{ K}} = 1.276,784 \frac{\text{kJ}}{\text{jam. K}}$$

$$\frac{Q_v}{\Delta t_v} = \frac{1.173.576,715 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{151,966 \text{ K}} = 7.722,643 \frac{\text{kJ}}{\text{jamK}}$$

$$\Delta t = \frac{Q_t}{\left(\frac{Q_s}{\Delta t_p}\right) + \left(\frac{Q_v}{\Delta t_v}\right)}$$

$$\Delta t = \frac{1.387.289,247 \text{ kJ/jam}}{1276,784 \frac{\text{kJ}}{\text{jam. K}} + 7,722,643 \frac{\text{kJ}}{\text{jam. K}}} = 154,15 \text{ K}$$

6. Menghitung Koefisien Perpindahan Kalor

Diprediksi berdasarkan table 8 D.Q Kern, halaman 840. Nilai Ud berkisar antara 100 W/m²°C sampai 200 W/m²°C

Dicoba :

$$\begin{aligned}U_d &= 232 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{°C}} \times \left(\frac{1 \text{ J/m}^2\text{sK}}{1 \text{ W/m}^2\text{°C}}\right) \\ &= 232 \frac{\text{J}}{\text{m}^2\text{sK}} \times \left(0,001 \frac{\text{kJ}}{1\text{J}}\right)\end{aligned}$$

$$U_d = 0,232 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Steam	Water	200–700§
Steam	Methanol	200–700§
Steam	Ammonia	200–700§
Steam	Aqueous solutions:	
Steam	Less than 2.0 cp	200–700
Steam	More than 2.0 cp	100–500§
Steam	Light organics	100–200
Steam	Medium organics	50–100
Steam	Heavy organics	6–60
Steam	Gases	5–50¶

Gambar Vaporizer – 03. Tabel Data Ud

7. Menghitung Alat Penukar Kalor Standar

a. Luas Perpindahan Kalor

Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan :

$$A = \frac{Q_t}{U_d \Delta T}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan (m^2)

Q_t : Beban panas (kJ/jam)

U_d : Koefisien perpindahan kalor desain (kJ/m²sK)

ΔT : Beda suhu rerata (K)

$$A = \frac{1.387.289,25 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \times \left(\frac{\text{jam}}{3600 \text{ s}} \right)}{0,232 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \times 154,153 \text{ K}} = 10,772 \text{ m}^2$$

$$A = 10,772 \text{ m}^2$$

$$A = 115,9 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}$, maka jenis alat pada vaporizer adalah *Shell* dan *Tube*

b. Ukuran *tube*

Dipilih $\frac{3}{4}$ " OD, 14 BWG

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh :

$$\text{Diameter luar Tube, OD} : 0,75 \text{ in} \times (0,0254 \text{ m/in}) = 0,0191 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam Tube, ID} : 0,58 \text{ in} \times (0,0254 \text{ m/in}) = 0,0148 \text{ m}$$

$$\text{Luas permukaan /m : } a'' = \pi \times \text{OD}$$

$$a'' = \pi \times (0,0191 \text{ m}) \times \text{m/m} = 0,0598 \text{ m}^2/\text{m}$$

Panjang *tube* :

Panjang *Tube* standar 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

Towler and Sinnott, "*Chemical Engineering Design Principles*", Mc Graw Hill, New York halaman 805.

$$\text{Dipilih panjang Tube, L} = 12 \text{ ft} \times (0,3048 \text{ m/ft}) = 3,6576 \text{ m}$$

APPENDIX OF CALCULATION DATA

843

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thickness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. ²	Surface per lin ft, ft ²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.433
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1383	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
1	8	0.049	0.652	0.331	0.2618	0.1707	0.401
	8	0.165	0.670	0.355		0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843	1.47
	10	0.134	0.732	0.421		0.1916	1.36
	11	0.120	0.760	0.455		0.1990	1.23
	12	0.109	0.782	0.479		0.2048	1.14
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121	1.00
	14	0.083	0.834	0.546		0.2183	0.890
	15	0.072	0.856	0.576		0.2241	0.781
	16	0.065	0.870	0.594		0.2277	0.710
¾	17	0.058	0.884	0.613	0.2314	0.639	
	18	0.049	0.902	0.639	0.2361	0.545	
	8	0.165	0.920	0.665	0.3271	0.2409	2.09
	9	0.148	0.954	0.714		0.2498	1.91
	10	0.134	0.982	0.757		0.2572	1.75
	11	0.120	1.01	0.800		0.2644	1.58
	12	0.109	1.03	0.836		0.2701	1.45
	13	0.095	1.06	0.884		0.2775	1.28
	14	0.083	1.08	0.923		0.2839	1.13
	15	0.072	1.11	0.960		0.2896	0.991
16	0.065	1.12	0.985	0.2932		0.900	
17	0.058	1.13	1.01	0.2969		0.808	
½	18	0.049	1.15	1.04	0.3015	0.688	
	8	0.165	1.17	1.075	0.3925	0.3063	2.57
	9	0.148	1.20	1.14		0.3152	2.34
	10	0.134	1.23	1.19		0.3225	2.14
	11	0.120	1.26	1.25		0.3299	1.98
	12	0.109	1.28	1.29		0.3356	1.77
	13	0.095	1.31	1.35		0.3430	1.56
	14	0.083	1.33	1.40		0.3492	1.37
	15	0.072	1.36	1.44		0.3555	1.20
	16	0.065	1.37	1.47		0.3587	1.09
17	0.058	1.38	1.50	0.3623		0.978	
18	0.049	1.40	1.54	0.3670	0.831		

Gambar Vaporizer – 04. Tabel Data *Tube* Penukar Panas

- c. Jumlah *Tube* yang diperlukan

$$n_t = \frac{A}{d'' L}$$

$$n_t = \frac{10,772 \text{ m}^2}{0,0598 \frac{\text{m}^2}{\text{m}} \times 3,6576 \text{ m}} = 49$$

- d. Alat penukar kalor standar

Dipilih dari table 10-10 A, Ludwig, E.E., vol III, halaman 49 :

Table 10-10A
Full Circle Tube Layouts Floating Head Exchanger $\frac{3}{4}$ -in.
O.D. Tubes on $\frac{15}{16}$ -in. Triangular Pitch

Size (In.)	Number of Passes					Net Free Distance 2 Passes	Rows Across
	1	2	4	6	8		
8	42	40	32	32	24	3.75	13
10	73	68	56	54	52	4.63	17
12	109	106	88	86	80	4.00	21
14	130	124	110	108	104	4.50	25
16	187	176	162	152	144	5.00	29
18	241	232	214	216	204	5.88	33
20	308	302	282	274	264	6.50	37
22	384	372	352	348	336	7.13	41
24	472	458	432	420	406	7.75	45
26	555	538	510	510	502	8.63	48
28	649	636	610	606	580	8.13	53
30	764	744	716	708	700	8.75	57
32	868	850	822	812	796	9.38	63
34	994	970	930	928	912	9.75	65
36	1131	1108	1066	1058	1028	10.50	71
38	1268	1246	1204	1190	1172	11.25	75
40	1414	1390	1360	1338	1316	12.06	79
42	1558	1544	1502	1482	1464	11.50	83

Gambar Vaporizer – 05. Tabel Perhitungan Tube

Dipilih :

$$\text{Diameter shell, } ID_s = 10 \text{ in} \times (0,0254 \text{ m/in}) = 0,2540 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah tube, } n_t = 68$$

$$\text{Pass tube, } n_p = 2$$

Susunan : 3/4 in pada 15/16 in *Triangular Pitch*.

$$\text{Pitch} = 15/16 \text{ in} \times (0,0254 \text{ m} / 1 \text{ in}) = 0,0238 \text{ m}$$

Diameter ekivalen, $D_e = 0,55 \text{ in}$ (fig 28, Kern, D. Q.)

$$D_e = 0,55 \text{ in} \times (0,0254 \text{ m} / 1 \text{ in}) = 0,0139 \text{ m}$$

Luas perpindahan kalor standar :

$$A = n_t \times a'' \times L$$

$$A = 68 \times 0,0598 \text{ m}^2/\text{m} \times 3,6576 \text{ m} = 14,885 \text{ m}^2$$

e. Koefisien Perpindahan Kalor Standar

$$U_d = \frac{Q_t}{A \cdot \Delta T}$$

$$U_d = \frac{1.389.289,25 \text{ kJ/jam} \times \left(\frac{1 \text{ jam}}{3.600 \text{ s}}\right)}{14,885 \text{ m}^2 \cdot 154,153 \text{ K}} = 0,17 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

8. Menentukan *Route Fluida*

Fluida dingin dialirkan dalam *shell* dan fluida panas dialirkan dalam *tube*.

9. Menghitung Kalor Perpindahan Kalor dalam *Tube, Shell, dan Gabungan*

Shell : Fluida dingin

Tube: Fluida panas

Luas aliran

Dihitung dengan persamaan:

$$a_s = \frac{ID_s B C'}{\text{Pitch}}$$

Dengan hubungan :

a_s : Luas aliran (m^2)

B : Jarak antar *baffle* (m)

C' : *Clearance* (m)

Pitch : *Pitch* (m)

Jarak antar *baffle*, B

Jarak antar *baffle* berkisar antara

$ID_s/5$ sampai ID_s

Dipilih, $B = ID_s$

$ID_s = 0,2540$ m

$$B = \frac{0,2540 \text{ m}}{1} = 0,2540 \text{ m}$$

Pitch = 0,0238 m

Clearance, C'

$C' = 0,0238 \text{ m} - 0,0191 \text{ m}$

$C' = 0,0048 \text{ m}$

Sehingga :

$$a_s = \frac{0,254 \text{ m} \times 0,253 \text{ m} \times 0,0047 \text{ m}}{0,0238 \text{ m}}$$

$$a_s = 0,0129 \text{ m}^2$$

Prarancangan Pabrik Biphenyl dari Benzene
Kapasitas 10.000 ton/tahun

Fluks massa :

Luas aliran

Dihitung dengan persamaan :

$$a_t' = \frac{\pi \times ID^2}{4}$$

$$a_t' = \frac{3,14 \times (0,01483 \text{ m})^2}{4}$$

$$a_t' = 0,0002 \text{ m}^2$$

$$a_t = \frac{n_t a_t'}{n_p}$$

$$a_t = \frac{68 \times 0,0002 \text{ m}^2}{2}$$

$$a_t = 0,0588 \text{ m}^2$$

Fluks massa

$$G_t = \frac{W}{a_t}$$

$$G_t = \frac{1928,130 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \left(\frac{\text{jam}}{3600 \text{ s}}\right)}{0,00588 \text{ m}^2}$$

$$G_t = 91,153 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{ID G_t}{\mu}$$

$$Re = \frac{0,0148 \text{ m} \times 91,153 \text{ kg/m}^2\text{s}}{10^{-6} \frac{\text{kg}}{\text{ms}}}$$

$$Re = 1,3 \cdot 10^6$$

Koefisien perpindahan kalor

Tabel Vaporizer – 12. Sifat Fisis Fluida pada t_{av}

Komponen	Fraaksi massa	ρ (kg/m ³)	μ (kg/ms)	kth (kJ/msK)
C ₆ H ₆	0.996	234.67	9.183E-06	3.796E-05
C ₇ H ₈	0.004	275.13	8.597E-06	3.525E-05
Total	1.000			
Cp (kJ/kgK)	x μ (kg/ms)	x kth (kJ/kgK)	x Cp (kJ/kgK)	x ρ
1.913	9.15E-06	3.78E-05	1.91E+00	233.765
1.834	3.30E-08	1.35E-07	7.05E-03	1.057
	9.18E-06	3.79E-05	1.91E+00	234.823

$$\mu_{av} = 0,00001 \text{ kg/ms}$$

$$kth_{av} = 0,00004 \text{ kJ/msK}$$

$$\rho_1 = 234,823 \text{ kg/m}^3$$

$$Cp_{av} = 1,9123 \text{ kJ/kgK}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{G_e G_s}{\mu_{av}}$$

$$Re = \frac{0,0139 \text{ m} \times 75,565 \text{ kg/m}^2\text{s}}{9,17 \times 10^{-6} \text{ kg/ms}}$$

$$Re = 114.979,9$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{Cp_{av} \mu_{av}}{kth_{av}}$$

$$Pr = \frac{1,9123 \times 9,17 \times 10^{-6} \text{ kg/ms}}{3,79 \times 10^{-5} \text{ kJ/msK}}$$

$$Pr = 0,4626$$

Koefisien perpindahan kalor dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0,36 \frac{kth_{av}}{D_e} Re^{0,8} Pr^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

$$h_o = 0,36 \times \frac{3,79 \times 10^{-5} \text{ kJ/msK}}{0,014 \text{ m}} \times (114.979,9)^{0,8} \times (0,4626)^{\frac{1}{3}} \times (1)^{0,14}$$

$$h_o = 8,458 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih :

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o}$$

dimana U_c : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih pada zona
desuperheater (kJ/m²sK)

$$U_c = \frac{8,50 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2\text{sK}} \times 8,458 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2\text{sK}}}{8,50 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2\text{sK}} + 8,458 \text{ kJ/m}^2\text{sK}}$$

$$U_c = 4,924 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

Luas perpindahan kalor yang digunakan untuk penurunan suhu dihitung dengan persamaan :

$$A_c = \frac{Q_s}{U_s LMTD_p}$$

$$A_c = \frac{213.712,532 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \times \left(\frac{\text{jam}}{3.600 \text{ s}}\right)}{4,94 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \text{ s K}} \times 167,78 \text{ K}}$$

$$A_c = 0,0836 \text{ m}^2$$

Zone penguapan :

$$A_v = \frac{Q_v}{U_c LMTD_v}$$

$$A_v = \frac{1.173.576,715 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \times \left(\frac{\text{jam}}{3.600 \text{ s}}\right)}{4,94 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \text{ s K}} \times 151,966 \text{ K}} = 0,5058 \text{ m}^2$$

$$A_t = A_v + A_c = 0,58941$$

Sehingga,

$$U_c = \frac{Q_t}{A_t \Delta T}$$

$$U_c = \frac{1.387.289,25 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \times \left(\frac{\text{jam}}{3.600 \text{ s}}\right)}{0,58942 \text{ m}^2 \times 154,153 \text{ K}}$$

$$U_c = 4,24 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

10. Menghitung Faktor Pengotoran

$$R_d = \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c}$$

$$R_d = \frac{1}{0,1679 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} - \frac{1}{4,24 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}$$

$$R_d \text{ hitung} = 5,781 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}$$

$$R_{d_{\min}} = 0,529 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}$$

$R_d \text{ hitung} > R_{d_{\min}}$, maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat.

11. Menghitung Penurunan Tekanan

Shell : Fluida panas

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f(N+1)G_s^2 ID_s}{2 \rho f D_e}$$

(Kern, D.Q., "Process Heat Transfer", halaman 273).

Dengan hubungan :

D_e : Diameter ekuivalen (m)

f : Faktor friksi

G_s : Fluks massa ($\text{kg/m}^2\text{s}$)

ID_s : Diameter *shell* (m)

$(N+1)$: Jumlah *baffle*

ΔP_s : Penurunan tekanan (Pa)

Tube: Fluida dingin

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{4f G_t^2 L n_p}{2 \rho_{air} ID}$$

Dengan hubungan :

f : Faktor friksi

G_t : Fluks massa *steam* ($\text{kg/m}^2\text{s}$)

ID : Diameter dalam *tube* (m)

L : Panjang *tube* (m)

n_p : Jumlah *pass*

ΔP_t : Penurunan tekanan (Pa)

ρ_{air} : Rapat massa (kg/m^3)

ρ_f : Rapat massa embunan

$$(\text{kg/m}^3)$$

Jumlah *baffle*

$$(N+1) = L/B$$

$$(N + 1) = \frac{3,6576 \text{ m}}{0,254 \text{ m}} = 14$$

Bilangan Reynold

$$\text{Re} = \frac{D_e G_s}{\mu_f}$$

$$\text{Re} = \frac{0,01397 \text{ m} \times 75,565 \text{ kg/m}^2 \text{ s}}{0,00001 \text{ kg/m} \cdot \text{s}}$$

$$\text{Re} = 114979,86$$

Faktor friksi dihitung dengan

persamaan :

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{\text{Re}^{0,42}}$$

(Kern, D.Q., “*Process Heat Transfer*”

halaman 53)

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(114979,86)^{0,42}}$$

$$f = 0,0055$$

Faktor friksi

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{\text{Re}^{0,32}}$$

(Kern, D.Q., “*Process Heat Transfer*”, halaman 53).

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{(1352130)^{0,32}}$$

$$f = 0,00276$$

Penurunan tekanan dihitung dengan

persamaan :

$$\Delta P_t$$

$$= \frac{4 \times 0,00276 \times (91,153 \text{ kg/m}^2 \text{ s})^2}{2 \times 22,593 \text{ kg/m}^3}$$

$$\times \frac{3,6576 \text{ m} \times 2}{0,0148 \text{ m}}$$

$$\Delta P_t = 1002,77 \text{ kg m ms}^{-2}/\text{m}^2$$

$$\Delta P_t = 1002,77 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_t \text{ max} = 68.928,571 \text{ Pa}$$

$\Delta P_t < \Delta P_t \text{ max}$, maka alat penukar

kalor tersebut dapat digunakan.

Penurunan tekanan

$$\Delta P_s$$

$$= \frac{0,0055 \times 14 \times (75,565 \text{ kg/m}^2\text{s})^2}{2234,82 \text{ kg/m}^3}$$

$$\times \frac{3,6576 \text{ m}}{0,01397 \text{ m}}$$

$$\Delta P_s = 244,115 \text{ kg m ms}^{-2} / \text{m}^2$$

$$\Delta P_s = 244,115 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_s \text{ max} = 34.464,2857 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_s < \Delta P_s \text{ maksimum}$$

RINGKASAN VAPORIZER (V – 01)

Tugas : Menguapkan bahan baku C_6H_6 sebanyak 4.236,0165 kg/jam pada tekanan 2 atm dari tangki penyimpan dengan media pemanas *steam* jenuh pada suhu 257,16 °C.

Jenis alat : Penukar kalor berupa *shell* dan *tube*.

Kondisi operasi : Suhu masuk = 338,35 K = 65,19 °C
 Suhu keluar = 377,69 K = 104,55 °C
 Tekanan = 2 atm

Luas transfer panas : 14,79 m²

Dimensi :

	<u>Shell</u>	<u>Tube</u>
ID <i>Shell</i>	: 0,254 m	OD, BWG : 0,01905 m
		ID : 0,01483 m
		<i>Pitch</i> : 0,0238 m
		<i>triangular pitch</i>
		Panjang : 3,6576 m
		<i>Pass</i> : 2
		nt : 68

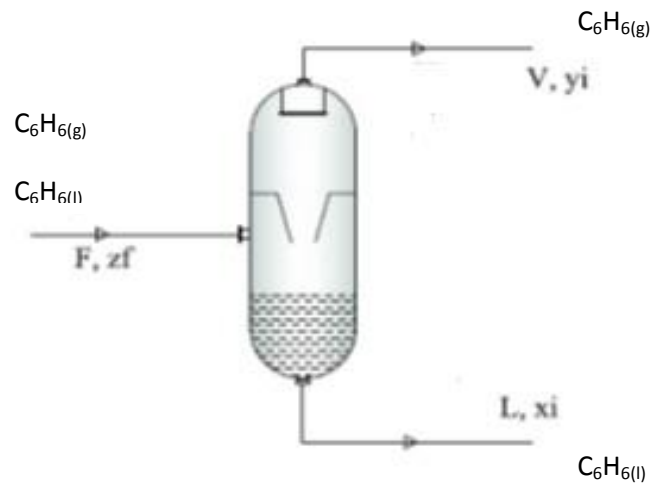
Bahan konstruksi : *Carbon Steel Grade A285 Gr A*

Jumlah : 1 unit

SEPARATOR – 01 (SP – 01)

Tugas : Memisahkan C_6H_6 uap dan cair keluaran dari Vaporizer (V – 01) sebanyak 3.510,124 kg/jam.

Jenis alat : Tangki silinder vertikal



Gambar Separator – 01 – 01. Separator

Langkah perhitungan :

1. Menuliskan bahan masuk separator
2. Menentukan kecepatan uap
3. Menentukan diameter minimum

4. Menentukan tinggi cairan dalam separator
5. Menentukan tinggi separator
6. Menentukan bahan konstruksi

Asumsi :

1. Separator bekerja dalam keadaan tunak

Data : Tekanan, $P = 2 \text{ atm}$.

1. Komposisi Bahan Masuk Separator

Tabel Separator – 01 – 01. Komposisi Bahan Masuk Separator - 02

Komponen	Mr (kg/kmol)	kmol/jam	kg/jam
C ₆ H ₆	78	44.82865	3496.634
C ₇ H ₈	92,14	0.14640	13.490
Total		44.97505	3510.124

Komposisi uap :

Tabel Separator – 02 – 02. Komposisi Uap Masuk Separator – 02

Komponen	Mr (kg/kmol)	kmol/jam	kg/jam
C ₆ H ₆	78	35.888	2799.276
C ₇ H ₈	92,14	0.092	8.466
Total		35.980	2807.742

Komposisi cair :

Tabel Separator – 02 – 03. Komposisi Cair Masuk Separator – 02

Komponen	Mr	kmol/jam	Kg/jam
C ₂ H ₅ OH	78	8.94049	697.358
H ₂ O	92,14	0.05452	5.024
Total		8.99501	702.382

2. Menentukan Kecepatan Uap

Berdasarkan Wallas, S.M., “*Chemical Process Equipment*”, *Rule of Thumbs*, halaman XVIII, *Vessel (Drums)* No. 9 untuk menentukan kecepatan uap, dihitung dengan persamaan :

$$V_{lin} = K \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_v} - 1}$$

dimana K = 0,35.

Berdasarkan Yaws, C.L., “*Chemical Properties Handbook*” untuk menghitung rapat massa, dapat dihitung dengan persamaan :

$$\rho = \frac{A}{B \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dengan hubungan :

ρ : rapat massa (kmol/m³)

A, B, n : konstanta

T : suhu operasi (K)

T_c : suhu kritis (K)

Rapat massa fase cair

$$T = 377,78 \text{ K} = 104,65 \text{ }^\circ\text{C}$$

Tabel Separator – 01 – 04. Perhitungan Rapat Massa

Komponen	m (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	m/ ρ
C ₆ H ₆	697.358	229.572	3.038
C ₇ H ₈	5.024	269.768	0.019
Total	702.382		3.056

$$\bullet \quad \rho_1 = \frac{702,382 \text{ kg/jam}}{3,056 \text{ m}^3/\text{jam}} = 229,817 \text{ kg/m}^3$$

Komposisi uap

Tabel Separator – 02 – 05. Komposisi Uap

Komponen	Mr (kg/kmol)	kg/jam	kmol/jam
C ₆ H ₆	78	2799.276	35.888
C ₇ H ₈	92.14	8.466	0.092
Total		2807.742	35.980

Massa molekul uap

$$M_v = \frac{2807,742 \text{ kg/jam}}{35,98 \text{ kmol/jam}} = 78,036 \text{ kg/kmol}$$

Rapat massa uap

$$\rho_v = \frac{M_v \times Pt}{R \times T}$$

$$\rho_v = \frac{78,024 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \times 2 \text{ bar}}{\frac{0,08314 \text{ m}^3\text{bar}}{\text{kmolK}} \times 377,78 \text{ K}} = 5,0341 \text{ kg/m}^3$$

Kecepatan linier

$$V_{lin} = K \sqrt{\frac{\rho l}{\rho v} - 1}$$

$$V_{lin} = 0,35 \frac{ft}{s} \times \left(0,3048 \frac{m}{ft}\right) \times \sqrt{\frac{229,82 \text{ kg/m}^3}{5,0341 \text{ kg/m}^3} - 1}$$

$$V_{lin} = 0,7128 \text{ m/s}$$

Kecepatan volume uap

$$Q_v = \frac{2807,742 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \left(\frac{\text{jam}}{3600\text{s}}\right)}{5,0341 \text{ kg/m}^3} = 0,154 \text{ m}^3/\text{s}$$

Luas penampang separator

$$A = \frac{0,154 \text{ m}^3/\text{s}}{0,7128 \text{ m/s}} = 0,2173 \text{ m}^2$$

3. Menentukan Diameter Minimum

Diameter separator

$$D_t = \sqrt{\frac{4 A}{\pi}}$$

$$D_t = \sqrt{\frac{4 \times 0,2173 \text{ m}^2}{3,1416}}$$

$$D_t = 0,526 \text{ m}$$

Maka dipilih diameter $D_t = 1 \text{ m}$

4. Menentukan Tinggi Cairan dalam Separator

- a) Waktu tinggal cairan

Waktu tinggal cairan berkisar antara 5 sampai 10 menit (Wallas, S.M., "Chemical Process Equipment", Rule of Thumbs, halaman XVIII, Vessel (Drums) No. 5). Maka dipilih waktu tinggal (θ) = 10 menit.

v_1 = kecepatan volume x waktu tinggal

$$v_1 = 3,056 \text{ m}^3/\text{jam} \times (\text{jam}/60 \text{ menit}) \times (10 \text{ menit})$$

$$v_1 = 0,509 \text{ m}^3$$

- b) Luas penampang

$$A = \frac{\pi \times D^2}{4}$$

$$A = \frac{3,1416 \times (1\text{m})^2}{4} = 0,7854 \text{ m}^2$$

- c) Tinggi cairan

$$H_1 = \frac{0,509 \text{ m}^3}{0,7854 \text{ m}^2} = 0,648 \text{ m}$$

5. Menentukan Tinggi Separator

Rasio tinggi/diameter berkisar antara 2,5 sampai 5 (Wallas, S.M., "Chemical Process Equipment", Rule of Thumbs, Vessel (Drums) No. 4).

Dipilih rasio = 3

$$H_t = 3 \times 1 \text{ m} = 3 \text{ m}$$

6. Menentukan Bahan Konstruksi Separator

Bahan konstruksi untuk separator dipilih yaitu *carbon steel grade A285 Gr*

A.

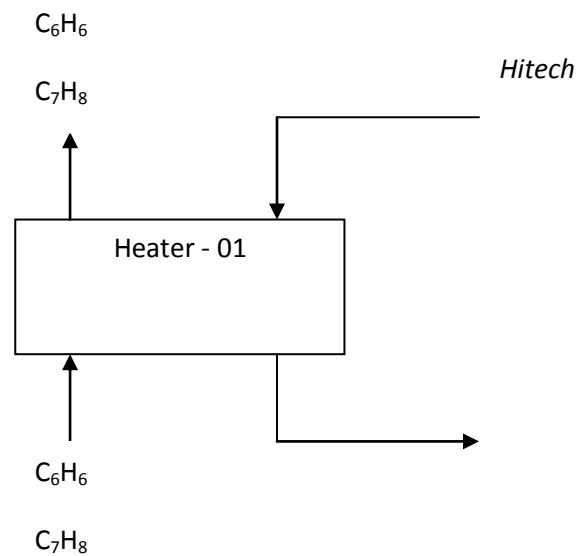
RINGKASAN SEPARATOR – 01 (SP – 01)

Tugas	: Memisahkan C ₆ H ₆ uap dan cair keluaran dari Vaporizer (V – 01) sebanyak 3.510,124 kg/jam.
Jenis alat	: Tangki silinder vertikal
Kondisi operasi	: T = 378 K = 105 °C P = 2 atm
Diameter	: 1 m
Tinggi	: 3 m
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel Grade A285 Gr A</i>
Jumlah	: 1 unit

HEATER – 01 (HE – 01)

Tugas : Memanaskan umpan Reaktor (R – 01) sebanyak 2807,742 kg/jam dari suhu 378 °C sampai 650 °C dengan media pemanas hitech.

Jenis alat : Alat penukar panas *Shell* dan *Tube*



Data :

Fluida dingin :

Tekanan = 2 atm

Suhu masuk, t_1 = 378 K = 105 °C

Suhu keluar, t_2 = 650 K = 377 °C

Komposisi fluida dingin masuk pemanas, HE :

Tabel Heater – 01 – 01. Komposisi Bahan Masuk Heater - 01

Komponen	Mr (kg/kmol)	kg/jam	xmassa
C ₆ H ₆	78	2799.2764	0.9970
C ₇ H ₈	92	8.4659	0.0030
Total		2807.742	1.0000

Langkah perhitungan :

1. Menghitung beban panas
2. Menentukan media pemanas
3. Menghitung beda suhu rerata
4. Menghitung koefisien perpindahan kalor
5. Menghitung alat penukar kalor standar
6. Menentukan *route* fluida
7. Menghitung perpindahan kalor dalam *shell*, *tube*, dan gabungan
8. Menghitung faktor pengotoran
9. Menghitung penurunan tekanan

1. Menghitung Beban Panas

Dihitung dengan persamaan :

$$Q_t = \sum f_{mass_i} C_{p_i} (T_2 - T_1)$$

dengan hubungan :

C_{p1} : Kapasitas panas masing-masing komponen (kJ/kg K)

f_{mass} : Kecepatan massa masing-masing komponen (kg/jam)

Q_t : Beban panas total (kJ/jam)

t_1 : Suhu fluida dingin masuk (K)

t_2 : Suhu fluida dingin keluar (K)

$$t_1 = 378 \text{ K} = 105 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 650 \text{ K} = 377 \text{ }^\circ\text{C}$$

Tabel Heater – 01 – 02. Perhitungan Beban Panas Q_t

Komponen	kg/jam	C_{p1} (kJ/kg K)	$m C_p (T_2 - T_1)$
C_6H_6	2799.276	1.799	1371143.734
C_7H_8	8.466	1.872	4313.680
Total	2807,742		1.375.457,414

$$Q_t = 1.375.457,414 \text{ kJ/jam}$$

2. Menentukan Media Pemanas

Sebagai media pemanas dipakai *Hitech*.

Data steam diperoleh dari “*Heat Transfer Media*”, *Reinhold Publishing Corporation, New York*.

$$\text{Tekanan. P} = 1,5 \text{ bar} = 1,48 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu masuk, } T_1 = 660 \text{ K} = 387 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu keluar, } T_2 = 588 \text{ K} = 314 \text{ }^\circ\text{C}$$

Kapasitas, $C_p = 2,75 \text{ kJ/kg.K}$

Rapat massa, $\rho = 898 \text{ kg/m}^3$

Viskositas, $\mu = 1,5 \times 10^{-6} \text{ kg/ms}$

Konduktivitas thermal, $K_t = 0,000002$

Massa *hitech* yang diperlukan :

$$m = \frac{Q_t}{C_p \cdot (T_1 - T_2)}$$

Dengan hubungan :

Q_t : Beban panas total (kJ/jam)

m : Massa *Hitech* (kg/jam)

C_p : Kapasitas panas *Hitech*

$$m = \frac{1.375.457,414 \text{ kJ/jam}}{2,74593 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \cdot \text{K} \times (660 - 588)\text{K}} = 6.958,957 \text{ kg/jam}$$

3. Menghitung Beda Suhu Rerata

Beda suhu rerata log :

Fluida

Fluida

Panas

Dingin

588	Suhu atas	378	210	ΔT_1
660	Suhu bawah	650	10	ΔT_2

$$\text{LMTDp} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)}$$

$$\text{LMTDp} = \frac{10^\circ\text{C} - 210^\circ\text{C}}{\ln\left(\frac{10^\circ\text{C}}{210^\circ\text{C}}\right)} = 65,745^\circ\text{C}$$

4. Menghitung Koefisien Perpindahan Kalor

Diprediksi berdasarkan table 12.1 Towler and Sinnott, “*Chemical Engineering Design and Principles Practice and Economics of Plant and Process Design*”, Mc Graw Hill (2008), halaman 797

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	U (W/m ² °C)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800–1500
Organic solvents	Organic solvents	100–300
Light oils	Light oils	100–400
Heavy oils	Heavy oils	50–300
Gases	Gases	10–50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250–750
Light oils	Water	350–900
Heavy oils	Water	60–300
Gases	Water	20–300
Organic solvents	Brine	150–500
Water	Brine	600–1200
Gases	Brine	15–250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500–4000
Steam	Organic solvents	500–1000
Steam	Light oils	300–900
Steam	Heavy oils	60–450
Steam	Gases	30–300
Dowtherm	Heavy oils	50–300
Dowtherm	Gases	20–200
Flue gases	Steam	30–100
Flue	Hydrocarbon vapors	30–100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapors	Water	1000–1500
Organic vapors	Water	700–1000
Organics (some noncondensables)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
<i>Vaporizers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

Gambar Heater – 01 – 01. Tabel Data Ud

Nilai Ud berkisar antara 20 W/m²°C sampai 200 W/m²°C

$$\text{Dicoba : } Ud = 118 \frac{\text{J}}{\text{m}^2\text{s}^\circ\text{C}} \times \left(\frac{1 \text{ J/m}^2\text{sK}}{1 \text{ W/m}^2\text{°C}} \right)$$

$$= 118 \frac{\text{J}}{\text{m}^2\text{sK}} \times \frac{0,001 \text{ kJ}}{1 \text{ J}}$$

$$Ud = 0,12 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

5. Menghitung Alat Penukar Kalor Standar

- a. Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan :

$$A = \frac{Q_t}{U_d \Delta T}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan (m^2)

Q_t : Beban panas (kJ/jam)

U_d : Koefisien perpindahan kalor desain (kJ/m^2sK)

ΔT : Beda suhu rerata (K)

$$A = \frac{\frac{21.375457,414 \text{ kJ}}{\text{jam}} \times \left(\frac{\text{jam}}{3600 \text{ s}}\right)}{0,11774 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2\text{sK}} \times 65,745 \text{ K}} = 49,358 \text{ m}^2$$

Karena $A < 10 \text{ m}^2$, maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah pipa ganda

b. Ukuran pipa

Dipilih berdasarkan Kern, D.Q., 1950, “*Process Heat Transfer*”, tabel 10:

Dipilih $\frac{3}{4}$ “ OD, 14 BWG

Diameter luar *Tube*, OD = 0,75 in x (0,0254 m / 1 in) = 0,01905 m

Diameter dalam *Tube*, ID = 0,58 in x (0,0254 m / 1 in) = 0,01483 m

Luas permukaan per m : $a'' = \pi \times OD$

$$a'' = 3,14 \times (0,01905 \text{ m}) \times \text{m/m}$$

$$a'' = 0,05985 \text{ m}^2/\text{m}$$

Berdasarkan Towler and Sinnott, 2008, “*Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*”, halaman 805, panjang *Tube* standar, yaitu 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft.

Dipilih panjang *Tube*, $L = 12 \text{ ft} \times (0,3048 \text{ m} / 1 \text{ ft}) = 3,6576 \text{ m}$

APPENDIX OF CALCULATION DATA

843

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thickness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. ²	Surface per lin ft, ft ²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/2	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.433
	14	0.083	0.334	0.0876			
	16	0.065	0.370	0.1076			
	18	0.049	0.402	0.127			
	20	0.035	0.430	0.145			
3/4	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204			
	12	0.109	0.532	0.223			
	13	0.095	0.560	0.247			
	14	0.083	0.584	0.268			
	15	0.072	0.605	0.289			
	16	0.065	0.620	0.302			
	17	0.058	0.634	0.314			
	18	0.049	0.652	0.331			
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389			
	10	0.134	0.732	0.421			
	11	0.120	0.760	0.455			
	12	0.109	0.782	0.479			
	13	0.095	0.810	0.515			
	14	0.083	0.834	0.546			
	15	0.072	0.856	0.576			
	16	0.065	0.870	0.594			
17	0.058	0.884	0.613				
18	0.049	0.902	0.639				
1 1/4	8	0.165	0.920	0.665	0.3271	0.2409	2.09
	9	0.148	0.954	0.714			
	10	0.134	0.982	0.757			
	11	0.120	1.01	0.800			
	12	0.109	1.03	0.836			
	13	0.095	1.06	0.884			
	14	0.083	1.08	0.923			
	15	0.072	1.11	0.960			
	16	0.065	1.12	0.985			
17	0.058	1.13	1.01				
18	0.049	1.15	1.04				
1 1/2	8	0.165	1.17	1.075	0.3925	0.3063	2.57
	9	0.148	1.20	1.14			
	10	0.134	1.23	1.19			
	11	0.120	1.26	1.25			
	12	0.109	1.28	1.29			
	13	0.095	1.31	1.35			
	14	0.083	1.33	1.40			
	15	0.072	1.36	1.44			
	16	0.065	1.37	1.47			
17	0.058	1.38	1.50				
18	0.049	1.40	1.54				

c. Jumlah Tube yang diperlukan

$$n_t = \frac{A}{a'' \times L}$$

$$n_t = \frac{49,358 \text{ m}^2}{0,05985 \text{ m}^2/\text{m} \times 3,6576 \text{ m}} = 225$$

d. Alat penukar kalor standart

Dipilih dari table 10-10A, Ludwig, E.E., vol III, halaman 49

Table 10-10A
Full Circle Tube Layouts Floating Head Exchanger $\frac{3}{4}$ -in.
O.D. Tubes on $\frac{15}{16}$ -in. Triangular Pitch

Size (In.)	Number of Passes					Net Free Distance 2 Passes	Rows Across
	1	2	4	6	8		
8	42	40	32	32	24	3.75	13
10	73	68	56	54	52	4.63	17
12	109	106	88	86	80	4.00	21
14	130	124	110	108	104	4.50	25
16	187	176	162	152	144	5.00	29
18	241	232	214	216	204	5.88	33
20	308	302	282	274	264	6.50	37
22	384	372	352	348	336	7.13	41
24	472	458	432	420	406	7.75	45
26	555	538	510	510	502	8.63	48
28	649	636	610	606	580	8.13	53
30	764	744	716	708	700	8.75	57
32	868	850	822	812	796	9.38	63
34	994	970	930	928	912	9.75	65
36	1131	1108	1066	1058	1028	10.50	71
38	1268	1246	1204	1190	1172	11.25	75
40	1414	1390	1360	1338	1316	12.06	79
42	1558	1544	1502	1482	1464	11.50	83

Dipilih:

Diameter *Shell*, I_{ds} = 8 in x 0,0254 m/in = 0,2032

Jumlah *Tube*, n_t = 42

Pass *Tube*, n_p = 2

Susunan $\frac{3}{4}$ " pada $\frac{15}{16}$ " Triangular Pitch

$$\text{Pitch} = 15/16 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,0238 \text{ m}$$

Diameter ekivalent

$$\begin{aligned} D_e &= 0,55 \text{ in (Fig 28, Kern)} \\ &= 0,55 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,014 \text{ m} \end{aligned}$$

Luas perpindahan kalor standart

$$\begin{aligned} A &= n t \times a'' \times L \\ A &= 42 \times 0,0598 \text{ m}^2/\text{m} \times 3,6576 \text{ m} \\ &= 9,1937 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

e. Koefisien perpindahan kalor standar

$$U_d = \frac{Q_t}{A \cdot \Delta T}$$

$$U_d = \frac{1.375.457,414 \text{ kJ/jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{3.600 \text{ s}}}{9,1937 \text{ m}^2 \times 65,745 \text{ K}} = 0,632 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

6. Menentukan *Route* Fluida

Fluida dingin dialirkan dalam *shell* dan fluida panas dialirkan dalam *Tube*.

7. Menghitung Perpindahan Kalor *shell*, *tube*, dan Gabungan

Shell: Fluida panas

Luas aliran dihitung dengan persamaan:

$$a_s = \frac{ID_s B C'}{\text{Pitch}}$$

Dengan hubungan :

a_s : Luas aliran (m^2)

B : Jarak antar *baffle* (m)

C' : *Clearance* (m)

Pitch : *Pitch* (m)

Jarak antar *baffle*, B

Jarak antar *baffle* berkisar antara $ID_s/5$ sampai ID_s .

Dipilih, $B = ID_s / 1$

$ID_s = 0,2032$ m

$$B = \frac{0,2032 \text{ m}}{1} = 0,20325588 \text{ m}$$

Pitch = 0,0238 m

Clearance, C'

$C' = 0,0238 \text{ m} - 0,0191 \text{ m}$

$C' = 0,00476 \text{ m}$

Tube : Fluida dinginpanas

a) Luas aliran

Dihitung dengan persamaan :

$$a_t' = \frac{\pi \times ID^2}{4}$$

$$a_t' = \frac{3,14 \times (0,01483 \text{ m})^2}{4}$$

$$a_t' = 0,0002 \text{ m}^2$$

$$a_t = \frac{n_t a_t'}{n_p}$$

$$a_t = \frac{42 \times 0,0002}{2}$$

$$a_t = 0,00363 \text{ m}^2$$

b) Fluks massa

$$G_t = \frac{W}{a_t}$$

$$G_t = \frac{6.958,957 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \left(\frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}}\right)}{0,0363 \text{ m}^2}$$

$$G_t = 532,647 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

c) Kecepatan linear

Sehingga :

$$a_s = \frac{0,2032 \text{ m} \times 0,2032 \text{ m} \times 0,0048 \text{ m}}{0,0238 \text{ m}}$$

$$a_s = 0,0083 \text{ m}^2$$

Fluks massa :

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$G_s = \frac{2807,742 \text{ kg/jam} \times \left(\frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}}\right)}{0,0083 \text{ m}^2}$$

$$G_s = 94,445 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

fluida dingin rerata

$$t_{av} = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$T_{av} = \frac{378 \text{ K} + 650 \text{ K}}{2}$$

$$T_{av} = 514 \text{ K}$$

$$v_{lin} = \frac{G_t}{\rho}$$

$$v_{lin} = \frac{532,647 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}}{898 \text{ kg/m}^3}$$

$$v_{lin} = 0,59 \text{ m/s}$$

d) Bilangan Reynold

$$Re = \frac{ID G_t}{\mu}$$

Re

$$= \frac{0,01483 \text{ m} \times 532,65 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}}{0,0015 \text{ cP} \times \left(10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}\right)}$$

$$Re = 5,1 \cdot 10^6$$

e) Bilangan Prandtl

$$Pr = C_p \times \mu / K_t$$

$$= \frac{2,7459 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \cdot \text{K} \times 1,54 \cdot 10^{-3} \text{ kg/m} \cdot \text{s}}{0,000002 \frac{\text{kJ}}{\text{ms} \cdot \text{K}}}$$

$$= 2,11 \cdot 10^3$$

f) Koefisien transfer Panas didalam

Tube

$$h_i = 0,027 \times K_t / I_{ds} \times Re^{0,8} \times Pr^{1/3}$$

$$h_i = 0,027 \times \frac{0,000002 \frac{kJ}{m \cdot s \cdot K}}{0,0148 m} \times \left(5140645,7^{0,8} \times 2110^{\frac{1}{3}} \right)$$

$$h_i = 10,9 \text{ kJ} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

$$h_{i0} = h_i \times \left(\frac{ID}{OD} \right)$$

$$h_{i0} = 10,9 \frac{kJ}{m^2 \cdot s \cdot K} \times \frac{0,01483 m}{0,01905 m}$$

$$h_{i0} = 8,5 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

Sifat fisis fluida panas pada suhu rerata (fase gas) :

Tabel Heater – 01 – 03. Sifat Fisis Fluida pada T_{av}

Komponen	Fraksi massa	Mr (kg/kmol)	μ (kg/ms)	kth (kJ/msK)
C ₆ H ₆	0.997	78.00	1.2958E-05	3.03761E-05
C ₇ H ₈	0.003	92.14	1.2042E-05	3.23534E-05
Total	1,0000			
Cp (kJ/kgK)	x μ (kg/ms)	x kth (kJ/kgK)	x Cp (kJ/kgK)	
1.79937	1.2919E-05	3.0285E-05	1.79395	
1.87181	3.6309E-08	9.7551E-08	0.00564	
	0.00001	0.00003	1.79959	

Konduktivitas termal rerata

$$k_{th_{av}} = 0,00003 \text{ kJ/m}^2\text{Sk}$$

Viskositas

$$\mu_{av} = 0,000013 \text{ kg/ms}$$

Kapasitas panas

$$C_{p_{av}} = 1,79959 \text{ kJ/kgK}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{D_e G_s}{\mu_{av}}$$

$$Re = \frac{0,0139 \text{ m} \times 94,445 \text{ kg/m}^2\text{s}}{0,000013 \text{ kg/ms}}$$

$$Re = 101.843,535$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{C_{p_{av}} \mu_{av}}{k_{th_{av}}}$$

$$Pr = \frac{1,7995 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} \times 1,3 \times 10^{-5} \text{ kg/ms}}{3,04 \times 10^{-5} \text{ kJ/msK}}$$

$$Pr = 0,77$$

Koefisien perpindahan kalor dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0,36 \frac{k_{th_{av}}}{D_e} Re^{0,8} Pr^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$h_o = 0,36 \times \frac{3,04 \times 10^{-5} \frac{\text{kJ}}{\text{msK}}}{0,01397 \text{ m}} \times (101.843,535)^{0,8} \times (0,77)^{\frac{1}{3}} \times (1)^{0,14}$$

$$h_o = 7,3 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih :

$$U_c = \frac{h_{i0}h_o}{h_{i0}+h_o}$$

dimana U_c : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih ($\text{kJ/m}^2\text{sK}$)

$$U_c = \frac{8,5 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2\text{sK}} \times 7,2734 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2\text{sK}}}{8,5 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2\text{sK}} + 7,2734 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2\text{sK}}}$$

$$U_c = 3,919 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

8. Menghitung Faktor Pengotoran

$$R_d = \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c}$$

$$R_d = \frac{1}{0,6321 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} - \frac{1}{3,92 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}$$

$$R_d \text{ hitung} = 1,327 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}$$

Faktor pengotoran minimum

$$R_{d_{\min}} = 0,003 \frac{\text{ft}^2 \cdot \text{jamF}}{\text{BTU}} \times \frac{\text{m}^2 \text{sK/kJ}}{0,0057 \text{ ft}^2 \cdot \text{jamF/BTU}}$$

$$R_{d_{\min}} = 0,529 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}$$

$R_d \text{ hitung} > R_{d_{\min}}$, maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat.

9. Menghitung Penurunan Tekanan

Shell : Fluida panas

Tube : Fluida dingin

Dihitung dengan persamaan :

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f (N+1) G_s^2 L_d s}{2 \rho f D_e}$$

(Kern, D.Q., "Process Heat Transfer", halaman 273).

Dengan hubungan :

D_e : Diameter ekivalen (m)

f : Faktor friksi

G_s : Flux massa ($\text{kg}/\text{m}^2\text{s}$)

ΔP_s : Penurunan tekanan (Pa)

ρ : Rapat massa (kg/m^3)

$$\Delta P_{ip} = \frac{4f G_t^2 L n p}{2 \rho ID}$$

Dengan hubungan :

f : Faktor friksi

G_t : Fluks massa ($\text{kg}/\text{m}^2\text{s}$)

ID : Diameter dalam pipa (m)

L : Panjang pipa (m)

ΔP_t : Penurunan tekanan (Pa)

ρ : Rapat massa (kg/m^3)

$$(N+1) = L/B$$

$$(N+1) = \frac{3,6576 \text{ m}}{0,2032 \text{ m}} = 18$$

$$0,2032 \text{ m}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{D_e G_s}{\mu f}$$

$$Re = \frac{0,014 \text{ m} \times 94,445 \text{ kg}/\text{m}^2\text{s}}{1,3 \times 10^{-5} \text{ kg}/\text{ms}}$$

$$Re = 1,02 \times 10^5$$

Faktor friksi dihitung dengan

Faktor friksi dihitung dengan

persamaan :

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{\text{Re}^{0,42}}$$

(Kern, D.Q., “*Process Heat Transfer*”, halaman 53)

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(1,02 \times 10^5)^{0,42}}$$

$$f = 0,0056$$

Sehingga penurunan tekanan

$$\Delta P_s = \frac{0,0056 \times 7 \times (94,445 \text{ kg/m}^2\text{s})^2}{2 \times 3,7014 \text{ kg/m}^3}$$

$$\times \frac{0,2032 \text{ m}}{0,014 \text{ m}}$$

$$\Delta P_s = 1.760,659 \text{ kg m ms}^{-2} / \text{m}^2$$

$$\Delta P_s = 1.760,659 \text{ Pa} = 0,017 \text{ atm}$$

persamaan :

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{\text{Re}^{0,32}}$$

(Kern, D.Q., “*Process Heat Transfer*”, halaman 53)

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{(5.140.646)^{0,32}}$$

$$f = 0,00229$$

Sehingga penurunan tekanan

$$\Delta P_t = \frac{4 \times 0,00229 \times (532,65 \text{ kg/m}^2\text{s})^2}{2 \times 898 \text{ kg/m}^3}$$

$$\times \frac{3,6576 \text{ m} \times 3,66}{0,0148 \text{ m}}$$

$$\Delta P_t = 1.305,003 \text{ kg m ms}^{-2} / \text{m}^2$$

$$\Delta P_t = 1.305,003 \text{ Pa} = 0,0129 \text{ atm}$$

RINGKASAN HEATER – 01 (HE – 01)

Tugas : Memanaskan umpan Reaktor (R – 01) sebanyak
2807,742 kg/jam dari suhu 105 °C sampai 378 °C dengan
media pemanas Hitech pada suhu 291 °C.

Jenis alat : Penukar panas *Shell* dan *Tube*.

Kondisi operasi :

Suhu masuk = 378 K = 105 °C

Suhu keluar = 650 K = 378 °C

Tekanan = 2 atm

Luas transfer panas : 49,36 m²

Dimensi :

Shell

Tube

ID *Shell* : 0,2032

OD,BWG : 0,01905 m , 14

ID : 0,01483 m

Pitch : 0,0238 m

triangular pitch

Panjang : 3.6576 m

nt : 225

pass : 2

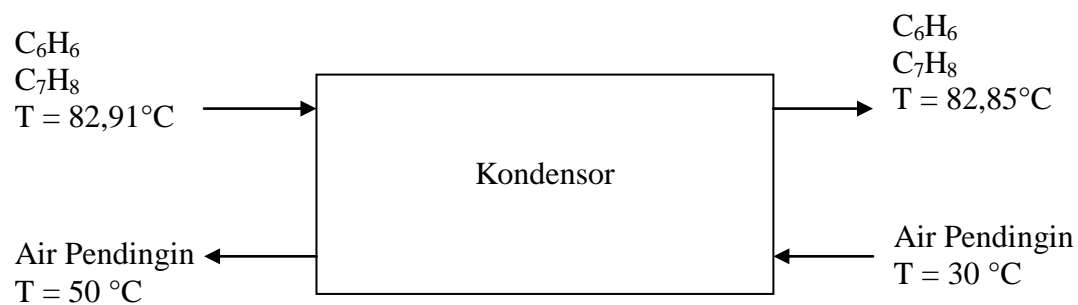
Bahan konstruksi : *Carbon Steel Grade A285 Gr A*

Jumlah : 1 unit

KONDENSOR (CD – 02)

Tugas : Mengembunkan uap yang keluar puncak Menara Distilasi (MD – 01) sebanyak 6287,769 kg/jam dengan media pendingin air dari suhu 30 °C sampai 50 °C.

Jenis alat : Alat penukar panas *shell* dan *tube*.



Komposisi fluida panas masuk kondensor :

Tabel Kondensor – 01. Komposisi Bahan Masuk Kondensor - 02

Komponen	Mr (kg/kmol)	kg/jam	kmol/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
C ₆ H ₆	503.507	6.45522	0.99995	0.99994	503.507
C ₇ H ₈	0.031	0.00033	0.00005	0.00006	0.031
Total		503.538	6.45556	1.00000	1.00000

Langkah perhitungan :

1. Menghitung beban panas
2. Menentukan media pendingin
3. Menghitung beda suhu rerata

4. Menghitung koefisien perpindahan kalor
5. Menentukan alat penukar kalor standar
6. Menentukan *route* fluida
7. Menghitung koefisien perpindahan kalor dalam *tube*, *shell*, dan gabungan
8. Menghitung faktor pengotoran
9. Menghitung penurunan tekanan

Asumsi : Kondensor bekerja dalam keadaan tunak

1. Menghitung Beban Panas

Dihitung dengan persamaan :

$$Q_t = \sum v_i \cdot h_{vap_i}$$

Dengan hubungan :

Q_t : Beban panas (kJ/jam)

h_{vap_i} : Panas laten pengembunan (kJ/kg)

v_i : Kecepatan massa uap (kg/jam)

Suhu masuk, $T_1 = 356,494 \text{ K} = 83,493 \text{ }^\circ\text{C}$

Suhu keluar, $T_2 = 356,492 \text{ K} = 83,492 \text{ }^\circ\text{C}$

Suhu fluida rerata

$$T_{av} = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{356,49 \text{ K} + 356,49 \text{ K}}{2} = 356,49 \text{ K}$$

Nilai h_{vap} dievaluasi pada suhu $T = 356,49 \text{ K} = 83,49 \text{ }^\circ\text{C}$

Tabel Kondensor – 02. Perhitungan Beban Panas Q_t

Komponen	kg/jam	h_{vap} (kJ/kg)	Q (kJ/jam)
C_6H_6	503.507	391.16297	196953.424
C_7H_8	0.031	382.21858	11.737
Total	503.538		196965.160

$$Q_t = 196965,160 \text{ kJ/jam}$$

2. Menentukan Media Pendingin

Sebagai media pendingin dipakai air.

$$\text{Suhu air masuk, } t_1 = 303,15 \text{ K} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu air keluar, } t_2 = 323,15 \text{ K} = 50 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu rerata, } t_{av} = 313,15 \text{ K} = 40 \text{ }^\circ\text{C}$$

Sifat fisis air pada suhu rerata berdasarkan Perry, R.H., “*Perry’s Chemical Engineering Handbook*”, 8th ed, halaman 2-96.

$$\text{Kapasitas panas, } C_p \text{ air} = 4.1840 \text{ kJ/kgK}$$

$$\text{Viskositas, } \mu \text{ air} = 0,00075 \text{ cP}$$

$$\text{Rapat massa, } \rho \text{ air} = 991,056 \text{ kg/m}^3$$

Massa air pendingin yang diperlukan dihitung dengan persamaan :

$$m_{\text{air}} = \frac{Q_t}{C_{p_{\text{air}}} (t_2 - t_1)}$$

Dengan hubungan :

$C_{p_{\text{air}}}$: Kapasitas panas air (kJ/kgK)

m_{air} : Kecepatan massa air (kg/jam)

Q_t : Beban panas total (kJ/jam)

t_1 : Suhu air pendingin masuk (K)

t_2 : Suhu air pendingin keluar (K)

$$m_{\text{air}} = \frac{196965,160 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{4,1840 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \times (323,15 \text{ K} - 303,15 \text{ K})} = 1353,790 \text{ kg/jam}$$

3. Menghitung Beda Suhu Rerata

a. Beda suhu rerata log

Dihitung dengan persamaan :

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)}$$

Fluida

Fluida

Panas

dingin

356,49	Suhu atas	323,15	33,344	Δt_2
356,49	Suhu bawah	303,15	53,342	Δt_1

$$\text{LMTD} = \frac{53,342 \text{ K} - 33,344 \text{ K}}{\ln \left(\frac{53,342 \text{ K}}{33,344 \text{ K}} \right)} = 42,563 \text{ K}$$

b. Faktor efektivitas

Faktor efektivitas dihitung dengan persamaan berdasarkan Smith, R., “*Chemical Process Design and Integration*”, Ed. 2, Appendix D.

When $R \neq 1$:

$$F_T = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln \left[\frac{(1 - P)}{(1 - RP)} \right]}{(R - 1) \ln \left[\frac{(2 - P(R + 1 - \sqrt{R^2 + 1}))}{(2 - P(R + 1 + \sqrt{R^2 + 1}))} \right]}$$

When $R = 1$:

$$F_T = \frac{\left[\frac{\sqrt{2}P}{(1 - P)} \right]}{\ln \left[\frac{(2 - P(2 - \sqrt{2}))}{(2 - P(2 + \sqrt{2}))} \right]}$$

Dengan hubungan :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$T_1 \quad : \text{ Suhu fluida panas masuk (K)} \quad T_1 \quad = 356,49 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 \quad : \text{ Suhu fluida panas keluar (K)} \quad T_2 \quad = 356,49 \text{ } ^\circ\text{C}$$

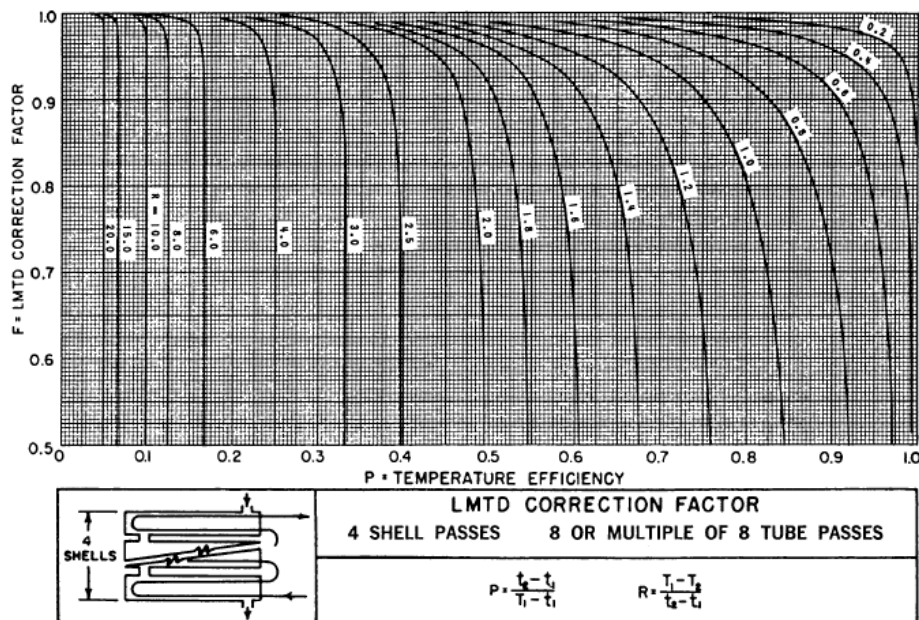
$$t_1 \quad : \text{ Suhu fluida dingin masuk (K)} \quad t_1 \quad = 303,15 \text{ } ^\circ\text{C}$$

t_2 : Suhu fluida dingin keluar (K) $t_2 = 323,15 \text{ }^\circ\text{C}$

$$R = \frac{356,49 \text{ K} - 356,49 \text{ K}}{323,15 \text{ K} - 303,15 \text{ K}} = 0,00008$$

$$P = \frac{323,15 \text{ K} - 303,15 \text{ K}}{356,06 \text{ K} - 303,15 \text{ K}} = 0,378$$

Dari fig 10-34D, Ludwig E. E., “Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants”, Vol. 3 diperoleh $F = 0,97$.



Gambar Kondensor – 01. Grafik Faktor Koreksi LMTD

c. Benda suhu rerata

$$\Delta T = F \times \text{LMTD}$$

$$\Delta T = 1 \times 42,563 \text{ K}$$

$$\Delta T = 42,563 \text{ K}$$

4. Menghitung Koefisien Perpindahan Kalor

Diprediksi berdasarkan Towler and Sinnott, 2008, “*Chemical Engineering Design and Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*”, halaman 797.

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	U (W/m ² C)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800–1500
Organic solvents	Organic solvents	100–300
Light oils	Light oils	100–400
Heavy oils	Heavy oils	50–300
Gases	Gases	10–50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250–750
Light oils	Water	350–900
Heavy oils	Water	60–300
Gases	Water	20–300
Organic solvents	Brine	150–500
Water	Brine	600–1200
Gases	Brine	15–250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500–4000
Steam	Organic solvents	500–1000
Steam	Light oils	300–900
Steam	Heavy oils	60–450
Steam	Gases	30–300
Dowtherm	Heavy oils	50–300
Dowtherm	Gases	20–200
Flue gases	Steam	30–100
Flue	Hydrocarbon vapors	30–100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapors	Water	1000–1500
Organic vapors	Water	700–1000
Organics (some noncondensables)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
<i>Vaporizers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

Gambar Kondensor – 02. Tabel Data Ud

Nilai U_d berkisar antara $700 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$ sampai $1000 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

$$\begin{aligned} \text{Dicoba } U_d &= 702 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C} = 970 \text{ J/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \\ &= 702 \text{ J/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \times 0,001 \text{ kJ/J} \end{aligned}$$

$$U_d = 0,702 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

5. Menentukan Alat Penukar Kalor Standar

a. Luas perpindahan kalor yang diperlukan

Dihitung dengan persamaan :

$$A = \frac{Q_t}{U_d \Delta T}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan (m^2)

Q_t : Beban panas total (kJ/s)

U_d : Koefisien perpindahan kalor gabungan ($\text{kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$)

ΔT : Beda suhu

rerata (K)

$$A = \frac{196965,160 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \times \left(\frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} \right)}{0,702 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \times 42,563 \text{ K}} = 1,83210 \text{ m}^2$$

Luas perpindahan kalor $> 10 \text{ m}^2$, maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah *shell* dan *tube*.

b. Ukuran *tube*

Dipilih $\frac{3}{4}$ " OD, 14 BWG

Dari table 10 Kern, D.Q., "*Process Heat Transfer*", diperoleh :

$$\text{Diameter luar } tube, OD = 2,38 \text{ in} \times (0,0254 \text{ m} / 1 \text{ in}) = 0,0605 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam } tube, ID = 2,07 \text{ in} \times (0,0254 \text{ m} / 1 \text{ in}) = 0,0525 \text{ m}$$

$$\text{Luas permukaan per m} : a'' = \pi \times OD$$

$$a'' = 3,14 \times (0,0605 \text{ m}) \times \text{m/m}$$

$$a'' = 0,1899 \text{ m}^2/\text{m}$$

Berdasarkan Towler and Sinnott, 2008, "*Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*", halaman 805, panjang *tube* standar, yaitu 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft.

$$\text{Dipilih panjang } tube, L = 12 \text{ ft} \times (0,3048 \text{ m} / 1 \text{ ft}) = 3,6576 \text{ m}$$

c. Panjang pipa yang diperlukan

$$L \text{ total} = \frac{A}{a''L}$$

$$L_{\text{total}} = \frac{0,94546 \text{ m}^2}{0,13246 \text{ m}^2/\text{m}} = 1067,13763 \text{ m}$$

Dipakai panjang standart, $L = 3,6576 \text{ m}$

Jumlah = 1

d. Luas perpindahan kalor standar

$$A_s = 3 \times a'' \times L$$

$$A_s = 1 \times 0,1899 \text{ m}^2/\text{m} \times 3,6576 \text{ m}$$

$$A_s = 0,6946 \text{ m}^2$$

e. Koefisien perpindahan kalor standar

$$U_d = \frac{Q_t}{A_s \times \Delta T}$$

$$U_d = \frac{382345,3708 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \times \left(\frac{1 \text{ jam}}{3.600 \text{ s}}\right)}{0,6946 \text{ m}^2 \times 112,333 \text{ K}}$$

$$U_d = 1,3611 \text{ kJ}/\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

6. Menentukan *Route Fluida*

Fluida panas dialirkan dalam *shell* dan fluida dingin dialirkan dalam *tube*.

7. Menghitung Koefisien Perpindahan Kalor dalam *Tube, Shell* dan Gabungan

Annulus: Fluida panas

D_2 : Diameter dalam pipa luar (m)

D_1 : Diameter luar pipa (m)

Dengan, $D_2 = 0,06045$ m

$D_1 = 0,04216$ m

a) Luas aliran

$$a_a = \frac{\pi \times (D_2 - D_1)}{4}$$

$$a_a = 0,00147 \text{ m}^2$$

b) Fluks massa :

$$G_a = \frac{W}{a_a}$$

$$G_a = \frac{503,538 \text{ kg/jam} \times \left(\frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}}\right)}{0,00147 \text{ m}^2}$$

$$G_a = 34,0901 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

c) Beban massa

Dihitung dengan persamaan 12.43

Kern, D.Q., "Process Heat Transfer"

Inner pipe : Fluida dingin

g) Luas aliran

Dihitung dengan persamaan :

$$a_t' = \frac{\pi \times ID^2}{4}$$

$$a_t' = \frac{3,14 \times (0,0351 \text{ m})^2}{4}$$

$$a_t' = 0,001 \text{ m}^2$$

$$a_t = \frac{n_t a_t'}{n_p}$$

$$a_t = \frac{1 \times 0,001 \text{ m}^2}{1}$$

$$a_t = 0,00096 \text{ m}$$

h) Fluks massa

$$G_t = \frac{W}{a_t}$$

$$G_t = \frac{2353,790 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \left(\frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}}\right)}{0,00096 \text{ m}^2}$$

$$G_t = 677,56 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

i) Kecepatan linear

$$v_{\text{lin}} = \frac{G_t}{\rho_{\text{air}}}$$

$$G'' = \frac{W}{L n_t^{2/3}}$$

Dengan hubungan :

L : Panjang *tube* (m)

n_t : Jumlah *tube*

G'' : Beban massa (kg/ms)

W : Kec. massa air (kg/jam)

$$G'' = \frac{503,538 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \left(\frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}}\right)}{3,6576 \text{ m} \times (1)^{2/3}}$$

$$G'' = 0,0382 \text{ kg/m.s}$$

d) Koefisien Perpindahan Kalor

Berdasarkan Kern, D.Q., “*Process Heat Transfer*”, halaman 266 dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 1,5 \left(\frac{4G''}{\mu_f}\right)^{-1/3} \left(\frac{\mu_f^2}{k_f^3 \rho_f^2 g}\right)^{-1/3}$$

Dengan hubungan :

g : Percepatan gravitasi normal
(m/s^2)

h_o : Koefisien perpindahan kalor
embunan ($\text{kJ/m}^2\text{sK}$)

$$v_{\text{lin}} = \frac{677,56 \text{ kg/m}^2\text{s}}{991,056 \text{ kg/m}^3}$$

$$v_{\text{lin}} = 0,68 \text{ m/s}$$

j) Bilangan Reynold

$$Re = \frac{ID G_t}{\mu}$$

$$Re = \frac{0,0351 \text{ m} \times 677,56 \text{ kg/m}^2\text{s}}{0,75 \text{ cP} \times (10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{mScP}})}$$

$$Re = 31666,59$$

k) Koefisien Perpindahan Kalor

Berdasarkan Towler and Sinnott, “*Chemical Engineering Design and Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*”, halaman 827 dihitung dengan persamaan :

$$h_i = \frac{4,2 (1,35 + 0,02t_{\text{av}}) v_{\text{lin}}^{0,8}}{ID^{0,2}}$$

Dengan hubungan :

ID : Diameter dalam (mm)

k_f : Konduktivitas termal
(kJ/msK)

ρ_f : Rapat massa embunan
(kg/m³)

μ_f : Viskositas embunan (kg/ms)

Sifat fisis dievaluasi pada suhu T_f dan dilaksanakan dengan cara iterasi h_o

Dicoba $h_o = 1384,439 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$

$$T_w = t_{av} + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_{av} - t_{av})$$

Dimana :

T_{av} : Suhu rerata fluida panas (K)

t_{av} : Suhu rerata fluida dingin (K)

T_w : Suhu dinding luar *tube* (K)

h_i : Koefisien transfer panas
dalam *tube* (kJ/m²sK)

t_{av} : Suhu rerata (°C)

v_{lin} : Kecepatan linear (m/s)

$t_{av} = 313,15 \text{ K} = 40 \text{ °C}$

$$h_i = \frac{4,2 (1,35 + 0,02 \times 40)}{(0,035052)^{0,2}} \times (1,42)^{0,8}$$

$h_i = 17,121 \text{ kJ/m}^2 \text{sK}$

$$h_{io} = h_i \times \left(\frac{ID}{OD} \right)$$

$$h_{io} = 17,121 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \text{sK}} \times \frac{0,03505 \text{ m}}{0,04216 \text{ m}}$$

$h_{io} = 14,2333 \text{ kJ/m}^2 \text{sK}$

$$T_w = 313,15 \text{ K} + \frac{1384,4 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}{1384,4 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} + 14,23326 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \times (356,49 \text{ K} - 313,15 \text{ K})$$

$T_w = 356,05 \text{ K}$

$$T_f = \frac{T_w + T_{av}}{2}$$

$$T_f = \frac{313,15 \text{ K} + 356,49 \text{ K}}{2}$$

$$T_f = 334,82 \text{ K}$$

Sifat fisis lapisan embunan pada suhu T_f :

Tabel Kondensor – 03. Sifat Fisis Fluida pada T_f

Komponen	Fraksi massa	kth (kJ/msK)	μ (kg/m.s)	ρ_l (kg/m ³)
C ₆ H ₆	0.99994	0.35055	0.00038	327.50659
C ₇ H ₈	0.00006	0.32555	0.00038	376.15319
C ₁₂ H ₁₀	0.00000	0.22113	0.00204	735.83367
Total	1.00000	0.89722		
x.kth	x.μ	x.ρ_l		
0.35053	0.00038	327.4866		
0.00002	0.00000	0.0229		
0.00000	0.00000	0.0000		
0.35055	0.00038	327.5096		

$$k_{thf} = 0,89722 \text{ kJ/m.s.K}$$

$$\mu_f = 0,00038 \text{ kg/m.s}$$

$$\rho_l = 327,5096 \text{ kg/m}^3$$

Sehingga, ho diperoleh :

$$h_o = 1,5 \times \left(\frac{4 \times 0,0382 \text{ kg/m.s}}{0,00038 \text{ kg/m.s}} \right)^{-1/3} \times \left(\frac{(0,00038 \text{ kg/m.s})^2}{(0,35055 \text{ kJ/m.s.K})^3 \times (327,5096 \text{ kg/m}^3)^2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} \right)^{-1/3}$$

$$h_o = 1384,4 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}$$

$$h_o \text{ hitung} = 1384,4 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

$$h_o \text{ tebak} = 1384,4 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

----- (-)

$$\text{Selisih} = 0 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

Koefisien perpindahan kalor gabungan :

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = \frac{14,23326 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \times 1384,43925 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}{14,23326 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} + 14,23326 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}$$

$$U_c = 14,08842 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

8. Menghitung Faktor Pengotoran

Dihitung dengan persamaan :

$$R_d = \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c}$$

Dengan hubungan :

R_d : Faktor pengotoran ($\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} / \text{kJ}$)

U_c : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih ($\text{kJ/m}^2\text{sK}$)

U_d : Koefisien perpindahan kalor gabungan design ($\text{kJ/m}^2\text{sK}$)

$$R_d = \frac{1}{1,3611 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} - \frac{1}{14,0884 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} = 10,66372 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}$$

Faktor pengotoran minimum :

$$R_{d_{\text{minimum}}} = 0,003 \frac{\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}}{\text{BTU}} \times \left(\frac{1 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}{\text{kJ}}}{0,00567 \frac{\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}}{\text{BTU}}} \right)$$

$$R_{d_{\text{minimum}}} = 0,5290 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}$$

R_d hitung $>$ $R_{d_{\text{min}}}$, maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat.

Menghitung penurunan tekanan

9. Penurunan Tekanan

Shell : Fluida panas

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{4 f G_t^2 L n_p}{2 \rho_{\text{air}} ID}$$

(Kern, D.Q., “*Process Heat Transfer*”, halaman 273).

Dengan hubungan :

D_e : Diameter ekuivalen (m)

f : Faktor friksi

Tube : Fluida dingin

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{4f G_t^2 L n_p}{2 \rho_{\text{air}} ID}$$

Dengan hubungan :

f : Faktor friksi

G_t : Fluks massa air ($\text{kg/m}^2\text{s}$)

ID : Diameter dalam *tube* (m)

L : Panjang *tube* (m)

G_s : Fluks massa ($\text{kg/m}^2\text{s}$)

ID_s : Diameter *shell* (m)

ΔP_s : Penurunan tekanan (Pa)

ρ_f : Rapat massa embunan (kg/m^3)

$$\begin{aligned} D_e &= D_2 - D_1 \\ &= 0,060452 \text{ m} - 0,042164 \text{ m} \\ &= 0,018288 \text{ m} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} Re &= \frac{D_e G_s}{\mu_f} \\ Re &= \frac{0,018288 \text{ m} \times 34,0901 \text{ kg/m}^2\text{s}}{0,00038 \text{ kg/m} \cdot \text{s}} \end{aligned}$$

$$Re = 1655,87$$

Faktor friksi dihitung dengan persamaan :

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}}$$

(Kern, D.Q., “*Process Heat Transfer*”, halaman 53).

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(1655,87)^{0,42}}$$

n_p : Jumlah *pass*

ΔP_t : Penurunan tekanan (Pa)

ρ_{air} : Rapat massa (kg/m^3)

Faktor friksi

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{Re^{0,32}}$$

(Kern, D.Q., “*Process Heat Transfer*”, halaman 53).

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{(31667)^{0,32}}$$

$$f = 0,0059$$

Penurunan tekanan dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{4 \times 0,0059 \times (6667,5631 \text{ kg/m}^2\text{s})^2}{2 \times 991,056 \text{ kg/m}^3} \\ &\quad \times \frac{3,6576 \text{ m} \times 1}{0,0351 \text{ m}} \end{aligned}$$

$$\Delta P_t = 573,908 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}^2$$

$$\Delta P_t = 573,908 \text{ Pa}$$

Penurunan tekanan total pada *Tube* :

$$\Delta P_T = \Delta P_t$$

$$\Delta P_T = 573,908 \text{ Pa}$$

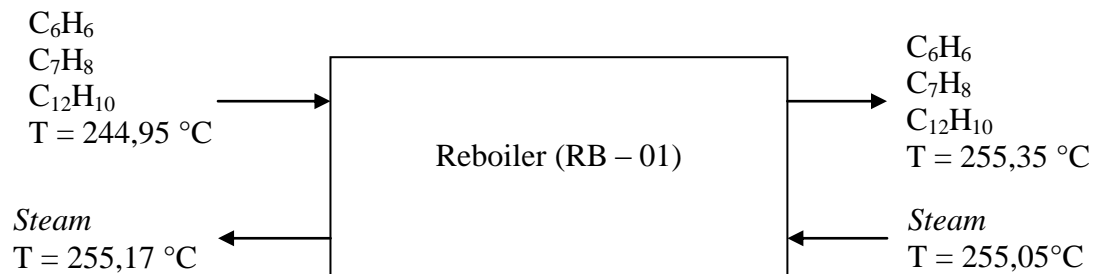
RINGKASAN KONDENSOR (CD – 02)

Tugas	: Mengembunkan uap yang keluar puncak Menara Distilasi (MD – 01) sebanyak 6287,769 kg/jam dengan media pendingin air dari suhu 30 °C sampai 50 °C.	
Jenis alat	: Penukar kalor berupa <i>shell</i> dan <i>tube</i> .	
Kondisi operasi	: Suhu masuk = 356,49 K = 83,494 °C Suhu keluar = 356,492 K = 83,492 °C Tekanan = 1 atm	
Luas transfer panas	: 23,22 m ²	
Dimensi	:	
	<u>Shell</u>	<u>Tube</u>
ID Shell	: 0,3048 m	OD, BWG
nt	: 106	ID
Pass	: 1	Pitch
		<i>triangular pitch</i>
		Panjang
		Pass
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel Grade A285 Gr A</i>	
Jumlah	: 1 unit	

REBOILER (RB – 01)

Tugas : Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari dasar Menara Distilasi (MD – 01) sebanyak 3449,318 kg/jam dari suhu 244,95°C sampai 255,35 °C dengan media *steam* 257,17 °C.

Jenis alat : *Shell* dan *tube* ketel reboiler.



Fluida dingin : cairan dari dasar menara MD-01.

Komposisi bahan masuk reboiler :

Tabel Reboiler – 01. Komposisi Bahan Masuk Reboiler

Komponen	Bahan Masuk (kg/jam)	Bahan Keluar		Mr (kg/kmol)	Tc (K)
		uap, kg/jam	cair, kg/jam		
C ₆ H ₆	6,895	6,338	0,556	78,00	562,15
C ₇ H ₈	62,730	54,281	8,449	92,14	591,79
C ₁₂ H ₁₀	3379,693	890,929	2488,764	154,00	789,26
Total	3449,318	951,548	2497,770		

Langkah perhitungan :

1. Menghitung beban panas
2. Menghitung media pemanas
3. Menghitung beda suhu rerata
4. Menghitung koefisien perpindahan kalor
5. Menghitung alat penukar kalor
6. Menentukan *route* fluida
7. Menghitung koefisien perpindahan kalor h_i , h_o , h_c dan U_c
8. Menghitung faktor pengotor
9. Menghitung penurunan tekanan

1. Beban Panas

Beban panas dihitung dengan persamaan :

$$Q_t = Q_s + Q_v$$

Dengan hubungan :

Q_t = beban panas total (kJ/jam)

Q_s = beban panas untuk menaikkan suhu (kJ/jam)

Q_v = beban panas untuk penguapan (kJ/jam)

a. Beban Panas untuk Menaikkan Suhu (Q_s)

$$Q_s = \sum L_{mass_i} \cdot C_{p_{li}} \cdot (T_1 - T_2)$$

Dimana :

L_{mass_i} = kecepatan cairan masing-masing komponen masuk
reboiler (kg/jam)

$C_{p_{i_i}}$ = kapasitas panas masing-masing komponen (kJ/kg.K)

T_1 = suhu fluida dingin masuk (K)

T_2 = suhu fluida dingin keluar (K)

$$T_1 = 518,10 \text{ K} = 244,95 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 528,5 \text{ K} = 255,35 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{av} = \frac{518,10 \text{ K} + 528,5 \text{ K}}{2} = 523,3 \text{ K}$$

Tabel Reboiler – 02. Perhitungan Beban Panas Q_s

Komponen	kg/jam	$C_{p_{i_i}}$ (kJ/kg.K)	$L_{mass_i} \cdot C_{p_{i_i}} \cdot (T_1 - T_2)$ (kJ/jam)
C_6H_6	6,895	2,70461	193,972
C_7H_8	62,730	2,47935	1617,839
$C_{12}H_{10}$	3379,693	2,19602	77203,266
Total	3449,318		79015,076

Maka $Q_s = 79015,076 \text{ kJ/jam}$.

b. Beban Panas untuk Penguapan (Q_v)

$$Q_v = \sum V_{\text{mass}_i} \cdot h_{\text{vap}_i}$$

Dimana :

V_{mass_i} = kecepatan uap masing-masing komponen (kg/jam)

h_{vap_i} = panas laten penguapan masing-masing komponen (kJ/kg)

Tabel Reboiler – 03. Perhitungan Beban Panas Q_v

Komponen	kg/jam	h_{vap_i} (kJ/kg)	$V_{\text{mass}_i} \cdot h_{\text{vap}_i}$ (kJ/jam)
C_6H_6	6,338	161,423	1023,137
C_7H_8	54,281	231,147	12546,901
$C_{12}H_{10}$	890,929	318,314	283595,169
Total	951,548		297165,207

Jadi $Q_v = 297165,207 \text{ kJ/jam}$.

Beban panas total, $Q_t = (79015,076 + 297165,207 \text{ kJ/jam})$

$$Q_t = 376180,283 \text{ kJ/jam}$$

2. Media Pemanas

Sebagai media pemanas digunakan *steam* jenuh.

$$\text{Tekanan} = 44,804 \text{ bar} = 44,218 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu masuk, } T_1 = 530,32 \text{ K} = 255,47 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu keluar, } T_2 = 530,2 \text{ K} = 255,45 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Entalpi uap, } h_g = 1201,3 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Entalpi cair, } h_f = 481,8 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Rapat massa, } \rho_g = 22,593 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viskositas, } \mu_{\text{steam}} = 1,4 \times 10^{-6} \text{ kg/m.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas laten penguapan, } h_{fg} &= h_g - h_f = (1201,3 - 481,8) \text{ kJ/kg} \\ &= 719,5 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

(Data *steam* diperoleh dari “*Chemical Logic Corporation*”, 2003, Burlington, Massachusset).

Massa *steam* yang diperlukan :

$$m_{\text{steam}} = \frac{Q_t}{h_{fg}}$$

Dimana :

$$Q_t = \text{beban panas total (kJ/jam)}$$

$$h_{fg} = \text{panas laten penguapan (kJ/jam)}$$

$$m_{\text{steam}} = \text{massa } \textit{steam} \text{ (kg/jam)}$$

$$m_{\text{steam}} = \frac{376180,283 \text{ kJ/jam}}{719,5 \text{ kJ/kg}} = 522,8357 \text{ kg/jam}$$

3. Beda Suhu Rerata

Fluida		Fluida		Beda
Panas		Dingin		Suhu
530,32	Suhu Atas (K)	528,5	ΔT_1	1,818
530,2	Suhu Bawah (K)	518,10	ΔT_2	12,10

$$LMTD = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)} = \frac{12,1 \text{ K} - 1,818 \text{ K}}{\ln\left(\frac{12,1 \text{ K}}{1,818 \text{ K}}\right)} = 5,424 \text{ K}$$

Beda suhu rerata, $\Delta T = LMTD = 5,424 \text{ K}$

4. Koefisien Perpindahan Kalor

Koefisien perpindahan kalor diprediksi berdasarkan tabel 12. Towler dan Sinnott, halaman 797.

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	U ($W/m^2\cdot C$)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800–1500
Organic solvents	Organic solvents	100–300
Light oils	Light oils	100–400
Heavy oils	Heavy oils	50–300
Gases	Gases	10–50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250–750
Light oils	Water	350–900
Heavy oils	Water	60–300
Gases	Water	20–300
Organic solvents	Brine	150–500
Water	Brine	600–1200
Gases	Brine	15–250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500–4000
Steam	Organic solvents	500–1000
Steam	Light oils	300–900
Steam	Heavy oils	60–450
Steam	Gases	30–300
Dowtherm	Heavy oils	50–300
Dowtherm	Gases	20–200
Flue gases	Steam	30–100
Flue	Hydrocarbon vapors	30–100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapors	Water	1000–1500
Organic vapors	Water	700–1000
Organics (some noncondensables)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
<i>Vaporizers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

Gambar Reboiler – 01. Tabel Data Ud

Nilai U_d berkisar antara $30 W/m^2\cdot C$ sampai $300 W/m^2\cdot C$

Dicoba nilai $U_d = 200 W/m^2\cdot C = 200 J/m^2\cdot s.K = 0,2 kJ/m^2\cdot s.K$

5. Alat Penukar Kalor Standar

a. Luas Perpindahan Kalor

Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan :

$$A = \frac{Q_t}{U_d \cdot \Delta T}$$

Dengan hubungan :

A = luas perpindahan kalor yang diperlukan (m^2)

Q_t = beban panas total (kJ/jam)

U_d = koefisien perpindahan kalor design ($kJ/m^2 \cdot s \cdot K$)

ΔT = beda suhu rerata (K)

$$A = \frac{376180,28 \text{ kJ/jam} \times \left(\frac{1 \text{ jam}}{3.600 \text{ s}}\right)}{0,2 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \times 5,424 \text{ K}}$$

$$A = 96 \text{ m}^2$$

b. Ukuran Tube

Dipilih $\frac{3}{4}$ in OD, 14 BWG

Dari tabel 10 Kern, D. Q., diperoleh :

Diameter luar tabung, OD = 0,75 in \times (0,0254 m / 1 in) = 0,0191 m

Diameter dalam tabung, ID = 0,58 in \times (0,0254 m / 1 in) = 0,0148 m

Luas permukaan/m, $a'' = \pi \times OD$

$$a'' = (\pi \times 0,0191 \text{ m}) \times \text{m/m} = 0,0598 \text{ m}^2/\text{m}$$

Panjang tabung :

Panjang tabung standar = 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft dan 24 ft.

Towler dan Sinnott, "*Chemical Engineering Design Principles*", Mc Graw Hill, New York, 2008, halaman 805.

Dipilih panjang tabung, $L = 8 \text{ ft} \times (0,3048 \text{ m} / 1 \text{ ft}) = 2,4384 \text{ m}$.

APPENDIX OF CALCULATION DATA

843

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thickness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. ²	Surface per lin ft, ft ²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.433
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843	1.47
	10	0.134	0.732	0.421		0.1916	1.36
	11	0.120	0.760	0.455		0.1990	1.23
	12	0.109	0.782	0.479		0.2048	1.14
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121	1.00
	14	0.083	0.834	0.546		0.2183	0.890
	15	0.072	0.856	0.576		0.2241	0.781
	16	0.065	0.870	0.594		0.2277	0.710
17	0.058	0.884	0.613	0.2314	0.639		
18	0.049	0.902	0.639	0.2361	0.545		
1¼	8	0.165	0.920	0.665	0.3271	0.2409	2.09
	9	0.148	0.954	0.714		0.2498	1.91
	10	0.134	0.982	0.757		0.2572	1.75
	11	0.120	1.01	0.800		0.2644	1.58
	12	0.109	1.03	0.836		0.2701	1.45
	13	0.095	1.06	0.884		0.2775	1.28
	14	0.083	1.08	0.923		0.2839	1.13
	15	0.072	1.11	0.960		0.2896	0.991
	16	0.065	1.12	0.985		0.2932	0.900
17	0.058	1.13	1.01	0.2969	0.808		
18	0.049	1.15	1.04	0.3015	0.688		
1½	8	0.165	1.17	1.075	0.3925	0.3063	2.57
	9	0.148	1.20	1.14		0.3152	2.34
	10	0.134	1.23	1.19		0.3225	2.14
	11	0.120	1.26	1.25		0.3299	1.98
	12	0.109	1.28	1.29		0.3356	1.77
	13	0.095	1.31	1.35		0.3430	1.56
	14	0.083	1.33	1.40		0.3492	1.37
	15	0.072	1.36	1.44		0.3555	1.20
	16	0.065	1.37	1.47		0.3587	1.09
17	0.058	1.38	1.50	0.3623	0.978		
18	0.049	1.40	1.54	0.3670	0.831		

Gambar Reboiler – 02. Tabel Data Tube Penukar Panas

c. Jumlah Tube

$$n_t = \frac{A}{a'' \cdot L}$$

$$n_t = \frac{96,3194 \text{ m}^2}{0,0598 \text{ m}^2/\text{m} \times 2,4384 \text{ m}} = 660$$

d. Alat Penukar Kalor Standar

Dipilih dari tabel 9, Kern, D. Q., Vol III, halaman 842.

TABLE 9. TUBE-SHEET LAYOUTS (TUBE COUNTS).—(Continued)
Triangular Pitch

¾ in. OD tubes on 1½ in. triangular pitch						¾ in. OD tubes on 1-in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18	8	37	30	24	24	
10	62	56	47	42	36	10	61	52	40	36	
12	109	98	86	82	78	12	92	72	76	74	70
13¼	127	114	96	90	86	13¼	109	100	86	82	71
15¼	170	160	140	136	128	15¼	151	138	122	118	110
17¼	239	224	194	188	178	17¼	203	196	173	172	166
19¼	301	282	252	244	234	19¼	262	250	226	216	210
21¼	361	342	314	306	290	21¼	316	302	278	272	260
23¼	442	420	386	378	364	23¼	384	376	352	342	328
25	532	506	468	446	434	25	470	452	422	394	382
27	637	602	550	536	524	27	559	534	488	474	464
29	721	692	640	620	594	29	630	604	556	538	508
31	847	822	766	722	720	31	745	728	678	666	640
33	974	938	878	852	826	33	856	830	774	760	732
35	1102	1068	1004	988	958	35	970	938	882	864	848
37	1240	1200	1144	1104	1072	37	1074	1044	1012	986	870
39	1377	1330	1258	1248	1212	39	1206	1176	1128	1100	1078
1 in. OD tubes on 1¼-in. triangular pitch						1¼ in. OD tubes on 1½ in. triangular pitch					
8	21	16	16	14		10	20	18	14		
10	32	32	26	24		12	32	30	26	22	20
12	55	52	48	46	44	13¼	38	36	32	28	26
13¼	68	66	58	54	50	15¼	54	51	45	42	38
15¼	91	86	80	74	72	17¼	69	66	62	58	54
17¼	131	118	106	104	94	19¼	95	91	86	78	69
19¼	163	152	140	136	128	21¼	117	112	105	101	95
21¼	199	188	170	164	160	23¼	140	136	130	123	117
23¼	241	232	212	212	202	25	170	164	155	150	140
25	294	282	256	252	242	27	202	196	185	179	170
27	349	334	302	296	286	29	235	228	217	212	202
29	397	376	338	334	316	31	275	270	255	245	235
31	472	454	430	424	400	33	315	305	297	288	275
33	538	522	486	470	454	35	357	348	335	327	315
35	608	592	562	546	532	37	407	390	380	374	357
37	674	664	632	614	598	39	449	436	425	419	407
39	766	736	700	688	672						
1½ in. OD tubes on 1¾-in. triangular pitch											
12	18	14	14	12	12						
13¼	27	22	18	16	14						
15¼	36	34	32	30	27						
17¼	48	44	42	38	36						
19¼	61	58	55	51	48						
21¼	76	72	70	66	61						
23¼	95	91	86	80	76						
25	115	110	105	98	95						
27	136	131	125	118	115						
29	160	154	147	141	136						
31	184	177	172	165	160						
33	215	206	200	190	184						
35	246	238	230	220	215						
37	275	268	260	252	246						
39	307	299	290	284	275						

Gambar Reboiler – 03. Tabel Perhitungan Tube

Dipilih :

$$\text{Diameter shell, } ID_s = 30 \text{ in} \times (0,0254 \text{ m} / 1 \text{ in}) = 0,7620 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah tube, } nt = 744$$

Jumlah *pass*, $n_p = 2$

Susunan : $\frac{3}{4}$ in pada $\frac{15}{16}$ in *Triangular Pitch*.

Pitch = $\frac{15}{16}$ in \times (0,0254 m / 1 in) = 0,0238 m

Diameter ekivalen, $D_e = 0,55$ in (fig 28, Kern, D. Q.)

$$D_e = 0,55 \text{ in} \times (0,0254 \text{ m} / 1 \text{ in}) = 0,0140 \text{ m}$$

Luas perpindahan kalor standar :

$$A_s = n_t \times a'' \times L$$

$$A_s = 744 \times 0,0599 \text{ m}^2/\text{m} \times 2,4384 \text{ m} = 108,57 \text{ m}^2$$

e. Koefisien Perpindahan Kalor Standar

$$U_d = \frac{Q_t}{A_s \cdot \Delta T}$$

$$U_d = \frac{376180,28 \text{ kJ/jam} \times \left(\frac{1 \text{ jam}}{3.600 \text{ s}}\right)}{108,57 \text{ m}^2 \times 5,424 \text{ K}}$$

$$U_d = 0,2 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

6. Route Fluida

Fluida panas dialirkan dalam *tube* dan fluida dingin dialirkan dalam *shell*.

7. Koefisien Perpindahan Kalor h_i , h_o dan U_c

Shell : Fluida panas

Koefisien perpindahan kalor dihitung

dengan persamaan :

$$h_o = 0,00122 \left[\frac{kth_1^{0,79} C_{p1}^{0,45} \rho_1^{0,49}}{\tau^{0,5} \mu_1^{0,29} \lambda^{0,24} \rho_v^{0,24}} \right]$$

$$(T_w - T_s)^{0,24} (P_w - P_s)^{0,75}$$

(Towler dan Sinnott, 2008, halaman 894)

Dengan hubungan :

kth_1 = konduktivitas termal fase cair

(J/m.s.K)

C_{p1} = kapasitas panas fase cair (J/kg.K)

τ = tegangan muka (N/m)

μ_1 = viskositas cair (N.s/m)

ρ_1 = rapat massa fase cair (kg/m^3)

ρ_v = rapat massa fase cair (kg/m^3)

T_w = suhu dinding (K)

T_s = suhu didih fluida (K)

P_s = tekanan uap jenuh pada suhu didih

(Pa)

P_w = tekanan uap jenuh pada suhu

Tube : Fluida dingin

Luas aliran :

$$at' = \frac{\pi \cdot ID^2}{4}$$

$$at' = \frac{\pi \cdot (0,0148 \text{ m})^2}{4}$$

$$at' = 0,0002 \text{ m}^2$$

$$at = \frac{n_t \cdot at'}{n_p}$$

$$at = \frac{744 \cdot 0,0002 \text{ m}^2}{2}$$

$$at = 0,0643 \text{ m}^2$$

Fluks massa :

$$G_t = \frac{W}{at}$$

$$G_t = \frac{522,836 \text{ kg/jam} \times \left(\frac{1 \text{ jam}}{3.600 \text{ s}} \right)}{0,0643 \text{ m}^2}$$

$$G_t = 2,2591 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

Koefisien perpindahan kalor :

$$h_{i0} = h_i = 8 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}$$

dinding (Pa)

λ = panas laten (J/kg)

Suhu dinding dihitung dengan persamaan :

$$T_w = t_{av} + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_{av} - t_{av})$$

t_{av} = suhu fluida dingin rerata (K)

T_{av} = suhu fluida panas rerata (K)

Dicoba : $h_o = 0,22 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$

$$t_{av} = \frac{530\text{K} + 530,2 \text{ K}}{2} = 530 \text{ K}$$

$$T_{av} = \frac{528,62 \text{ K} + 528,6 \text{ K}}{2} = 523 \text{ K}$$

$$T_w = 523\text{K} + \frac{8 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}{8 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} + 0.219 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}$$

$$\times (530,26 \text{ K} - 523 \text{ K})$$

$$T_w = 530 \text{ K}$$

Menghitung tekanan uap (P_w) pada T_w :

$$P_w = 147108 \text{ Pa}$$

Tabel Reboiler – 04. Iterasi Tekanan Uap P_w

Komponen	kg/jam	M_r $\left(\frac{\text{kg}}{\text{kmol}}\right)$	kmol/jam	fraksi mol	P_{uap} (Pa)	$\frac{K_i P_{uap}}{P_w}$	$y_i =$ $K_i \cdot x_i$
C ₆ H ₆	6,895	78,00	0,08839	0,00389	3221760,319	21,90072	0,08522
C ₇ H ₈	62,730	92,14	0,68080	0,02997	1820306,473	12,37399	0,37086
C ₁₂ H ₁₀	3379,693	154,00	21,94606	0,96614	102616,8085	0,69756	0,67394
Total	3449,318		22,71526	1,00000			1,13003

$$P_s = P_t = 1,1203 \text{ bar} \times (10^5 \text{ Pa} / 1 \text{ bar}) = 112034,4$$

Sifat fisis :

Tabel Reboiler – 05. Sifat Fisis Fluida pada T_w

Komponen	kg/jam	fraksi massa	C_p (J/kg K)	μ (kg/m.s)	h _{vap} (J/kg)
C ₆ H ₆	6,895	0,00200	2704,614	6,9951E-04	157689,3
C ₇ H ₈	62,730	0,01819	2479,349	6,0612E-02	228929,9
C ₁₂ H ₁₀	3379,693	0,97981	2196,018	3,0699E-17	317517,8
Total	3449,318	1,00000	7379,981		
ρ_l (kg/m ³)	τ (N/m)	kth _l (J/m.s.K)	x _{mass} × τ	x _{mass} × kth _l	x _{mass} · C_{p_l}
157,860	3436,5687	0,012634	6,8691E+00	0,000025	5,406

201,093	4062,3645	0,016043	7,3879E+01	0,000292	45,090
510,227	18661,0428	0,014866	1,8284E+04	0,014565	2151,691
			18365,11715	0,01488	2202,187
$x_{\text{mass}} \cdot \mu_1$	$x_{\text{mass}} \cdot h_{\text{vap}}$	$x_{\text{mass}} \cdot \rho_1$			
1,3982E-06	315,2	0,316			
1,1023E-03	4163,4	3,657			
3,0079E-17	311108,7	499,928			
1,1037E-03	315587,3	503,901			

Rapat massa uap :

Didekati dengan persamaan gas ideal :

$$\rho_v = \frac{M_{r_{av}} \cdot P_t}{R \cdot T_w}$$

Dengan hubungan :

$M_{r_{av}}$ = massa molekul rerata (kg/kmol)

P_t = tekanan uap (bar)

R = konstanta gas ideal ($\text{m}^3 \cdot \text{bar} / \text{kmol} \cdot \text{K}$)

T_w = suhu dinding tabung (K)

Komposisi uap :

Tabel Reboiler – 06. Komposisi Uap Reboiler

Komponen	kg/jam	Mr	kmol /jam
C ₆ H ₆	6,338	78,00	0,08126
C ₇ H ₈	54,281	92,14	0,58911
C ₁₂ H ₁₀	890,929	154,00	5,78525
Total	951,548		6,45562

$$Mr_{av} = \frac{951,548 \text{ kg/jam}}{6,45562 \text{ kmol/jam}} = 147,40 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_v = \frac{147,40 \text{ kg/kmol} \times 1,213 \text{ bar}}{0,08314 \text{ m}^3 \cdot \text{bar/kmol} \cdot \text{K} \times 530,26 \text{ K}} = 3,7458 \text{ kg/m}^3$$

Koefisien perpindahan kalor terhitung :

$$h_o = 0,00122 \left[\frac{(0,01488)^{0,79} (2202,187)^{0,45} (503,901)^{0,49}}{(18365,11715)^{0,5} (1,104 \times 10^{-4})^{0,29} (317518)^{0,24} (3,754)^{0,24}} \right]$$

$$(530,07 - 523,3)^{0,24} (147107,54 - 112034)^{0,75}$$

$$h_o = 0,218606 \text{ J/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

$$h_o \text{ hitung} = 0,218606 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

$$h_o \text{ tebak} = 0,218606 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

----- (-)

$$\text{beda} = 0 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

Koefisien prpindahan kalor gabungan :

$$U_c = \frac{h_{i_o} \times h_o}{h_{i_o} + h_o}$$

$$U_c = \frac{8 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \times 0,218606 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}{8 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} + 0,218606 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} = 0,21279 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

8. Faktor Pengotoran

$$R_d = \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c}$$

$$R_d = \frac{1}{0,177428 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} - \frac{1}{0,21279 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}$$

$$R_d \text{ hitung} = 0,936654 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}$$

Faktor pengotoran minimum :

$$R_{d_{\min}} = 0,529 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}$$

$R_d \text{ hitung} > R_{d_{\min}}$, maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat.

9. Penurunan Tekanan

Shell : fluida dingin

Tube : fluida panas

Punurunan tekanan dalam selongsong diabaikan karena cairan menggenang (*pool*)

Bilangan Reynold :

$$R_e = \frac{D_i \times G_t}{\mu_{\text{steam}}}$$

boiling).

$$Re = \frac{0,0148 \text{ m} \times 2,2591 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}{1,4 \times 10^{-6} \text{ kg/m} \cdot \text{s}}$$

$$Re = 23950,06254$$

Faktor friksi :

Dihitung dengan persamaan :

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{Re^{0,32}}$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{23950,06^{0,32}}$$

$$f = 0,00636$$

Penurunan tekanan dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{4 \cdot f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n_p}{2 \cdot \rho_{\text{steam}} \cdot D_i}$$

$$\Delta P_t = \frac{4 \times 0,0039 \times (20,04 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s})^2}{2 \times 22,593 \text{ kg/m}^3}$$

$$\times \frac{2,4384 \text{ m} \times 2}{0,0148 \text{ m}}$$

$$\Delta P_t = 0,944744371 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_t = 0,944744371 \times (1 \text{ bar} / 10^5 \text{ Pa})$$

$$\Delta P_t = 9,44744 \text{ bar}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_{\max} &= 5 \text{ psi} = 34.014 \text{ Pa} \\ &= 0,3401 \text{ bar} = 0,3357 \text{ atm}\end{aligned}$$

$\Delta P_t < \Delta P_{\max}$, alat penukar panas yang dipilih dapat dipakai.

RINGKASAN REBOILER (RB – 01)

Tugas : Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari dasar menara distilasi (MD – 01) sebanyak 12072,778 kg/jam dari suhu 244,95 °C sampai 245,02 °C dengan media *steam* 257,17 °C.

Jenis alat : *Shell* dan *tube* ketel reboiler

Kondisi operasi :

Suhu masuk = 518,10 K = 244,95 °C

Suhu keluar = 518,17 K = 245,02 °C

Tekanan = 1,213 atm

Luas transfer panas : 108,57 m²

Dimensi :

	<u>Shell</u>		<u>Tube</u>
ID <i>Shell</i>	: 0,7620 m	OD, BWG	: 0,01905 m
nt	: 744	ID	: 0,01483 m
<i>Pass</i>	: 1	<i>Pitch</i>	: 0,0238 m
			triangular pitch
		Panjang	: 2,4384 m
		<i>Pass</i>	: 2

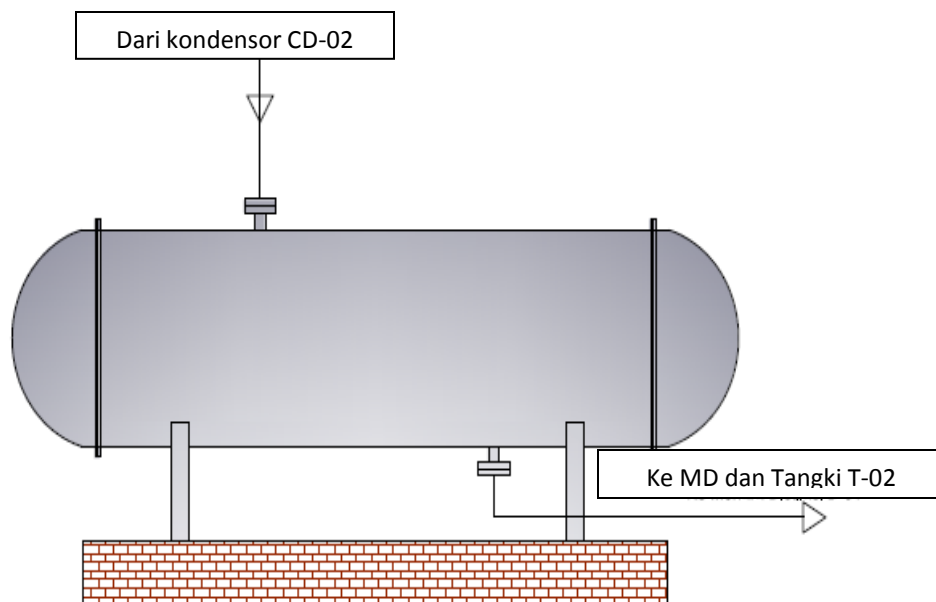
Bahan konstruksi : *Carbon Steel Grade A285 Gr A*

Jumlah : 1 unit

AKUMULATOR (AC – 01)

Tugas : Menampung embunan yang berasal dari kondensor (CD-02) yang berupa campuran C_6H_6 dan C_7H_8 .

Jenis alat : Tangki silinder horisontal.



Gambar Akumulator – 01. Tangki Akumulator

Data :

Tekanan operasi = 1,1 bar = 1,115 atm

Suhu operasi = 356,003 K = 82,85 °C

Kecepatan massa embunan :

Tabel Akumulator – 01. Kecepatan Massa Embunan

Komponen	Mr (kg/kmol)	kg/jam
C ₆ H ₆	78.00	503.507
C ₇ H ₈	92.14	0.031
Total		503.538

Langkah perhitungan :

1. Menghitung volume embunan
2. Menghitung volume akumulator
3. Menghitung ukuran alat
4. Menghitung *over design*
5. Menghitung tebal *shell*
6. Menghitung tebal *head*
7. Pemilihan bahan konstruksi

1. Menghitung Volume Embunan

Volume embunan dihitung dengan persamaan :

$$V_1 = \text{kecepatan volume} \times \text{waktu tinggal}$$

Waktu tinggal : diprediksi berdasarkan Wallas, S. M., 1990, “*Chemical Process Equipment Selection and Design*”. Waktu tinggal berkisar antara 5 sampai 10 menit.

Dirancang : waktu tinggal = 10 menit.

Kecepatan volume = kecepatan massa / rapat massa

Perhitungan disajikan dalam bentuk tabel berikut :

Tabel Akumulator – 02. Perhitungan Kecepatan Volume

Komponen	kg/jam	ρ_1 (kg /m ³)	V_1 m ³ /jam
C ₆ H ₆	503.507	236.588	2.128
C ₇ H ₈	0.031	277.164	0.000
Total	503.538	1109.241	2.128

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan volume, } V_1 &= 2,128 \text{ m}^3/\text{jam} \times (1 \text{ jam} / 60 \text{ menit}) \times 10 \text{ menit} \\ &= 0,354 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Menghitung Volume Akumulator

$$V_t = 120\% V_1$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = 0,42566 \text{ m}^3$$

3. Menghitung Ukuran Alat

Rasio antara panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5 (Wallas, S.M., “*Chemical Process Equipment Selection and Design*”, *Rule of Thumbs*, halaman XVIII, bagian *Vessels*).

Dirancang, rasio = 3

$$\frac{\pi D^2}{4} L = V_t$$

$$\frac{\pi D^2}{4} 3D = V_t$$

$$D = \sqrt{\left(\frac{4V_t}{3\pi}\right)}$$

$$D = \sqrt{\left(\frac{4 \times 0,42566 \text{ m}^3}{3\pi}\right)} = 0,565 \text{ m}$$

Dipakai diameter, D = 1 m

Panjang tangki, L = D x 3
 = 1 m x 3
 = 3 m

4. Menghitung *Over Design*

$$\begin{aligned} V \text{ fabrikasi} &= \frac{\pi}{4} D^2 L \\ &= \frac{3,14}{4} (1 \text{ m})^2 (3 \text{ m}) \\ &= 2,355 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Over design} &= \frac{V_{\text{fabrikasi}} - V_t}{V_t} \times 100\% \\
 &= \frac{2,355 \text{ m}^3 - 1,7284 \text{ m}^3}{1,7284 \text{ m}^3} \times 100\% \\
 &= 20 \%
 \end{aligned}$$

5. Menghitung Tebal Shell

Digunakan bahan *Carbon Steel SA 178 Grade C*

$$\text{Tekanan, } P = 1,1 \text{ bar} = 15,96 \text{ psi}$$

$$\text{Allowable stress, } S = 12.900 \text{ psi}$$

$$\text{Effisiensi sambungan, } e = 0,9$$

$$\text{Faktor korosi, } C = 0,0032$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jari - jari tangki, } r &= \frac{D \times \left(\frac{\text{in}}{0,0254 \text{ m}}\right)}{2} \\
 &= \frac{1 \text{ m} \times \left(\frac{\text{in}}{0,0254 \text{ m}}\right)}{2} \\
 &= 19,69 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{shell}} &= \frac{P \cdot r}{S \cdot e - 0,4 \cdot P} + C \\
 &= \frac{15,96 \text{ psi} \times 19,69 \text{ in}}{12.900 \text{ psi} \times 0,9 - 0,4 \times 15,96 \text{ psi}} + 0,0032 \\
 &= 0,0311 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dilihat pada Appendix F, Item ke-2, Brownell and Young, “*Process Equipment Design*”, halaman 350 diperoleh t_{shell} standar adalah 3/8 in.

6. Menghitung Tebal Head

Bentuk head = *Elliptical dishead head*

Digunakan bahan *Carbon Steel SA 178 Grade C*

Tekanan, P = 1,1 bar = 15,96 psi

Allowable stress, S = 12.900 psi

Effisiensi sambungan, e = 0,9

Faktor korosi, C = 0,0032

Diameter, D = 1 m = 19,69 in

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head}} &= \frac{P \cdot D}{2 \cdot S \cdot e - 0,2 \cdot P} + C \\
 &= \frac{15,96 \text{ psi} \times 19,69 \text{ in}}{2 \times 12.900 \text{ psi} \times 0,9 - 0,2 \times 15,96 \text{ psi}} + 0,0032 \\
 &= 0,0172 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dilihat pada Appendix F, Item ke-2, Brownell and Young, “*Process Equipment Design*”, halaman 350 diperoleh t_{head} standar adalah 3/8 in.

7. Pemilihan Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi dipilih *Carbon Steel SA 178 Grade C*.

RINGKASAN AKUMULATOR (AC – 01)

Tugas	: Menampung embunan yang berasal dari kondensor (CD-02) yang berupa campuran C_6H_6 dan C_7H_8 .
Jenis alat	: Tangki silinder horisontal.
Volume bahan yang disimpan, V_1	: 1,7284 m ³
Volume tangki, V_t	: 2,355 m ³
Diameter tangki, D_t	: 1 m
Panjang tangki, L	: 3 m
<i>Over design</i>	: 36,25 %
Tebal <i>shell</i> , t_{shell}	: 3/8 in
Tebal <i>head</i> , t_{head}	: 3/8 in
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA 178 Grade C</i>
Jumlah	: 1 unit

UTILITAS

Unit utilitas merupakan unit yang menyediakan bahan pendukung proses meliputi penyediaan air, steam, listrik, udara tekan dan bahan bakar. Air diperoleh dari PT Petrokimia Gresik kemudian diolah sehingga memenuhi persyaratan.

A. Kebutuhan Air

Air terdiri dari :

1. Air sebagai media pendingin

Air pendingin digunakan sebagai media pendingin pada :

Kondensor CDP = 24699,4944 kg/jam

Kondensor CD-01 = 9543,623 kg/jam

----- (+)

Total = 34243,1174 kg/jam

2. Air demin

Steam digunakan sebagai media pemanas pada :

Vaporizer V-01 = 1915,866 kg/jam

Reboiler RB-01 = 1928,130 kg/jam

----- (+)

Total = 3843,995 kg/jam

3. Kebutuhan Rumah Tangga

a. Kebutuhan Air Rumah Tangga pabrik

Kebutuhan air untuk perumahan dengan jumlah karyawan sebanyak 300 orang masing masing mendapatkan jatah air sebanyak 250 liter/hari.

Sehingga diperoleh kebutuhan air rumah tangga :

$$= \frac{300 \text{ karyawan} \times 100 \frac{\text{liter}}{\text{hari. karyawan}}}{24 \text{ jam/hari}}$$
$$= 1250 \text{ liter/jam} = 1250 \text{ kg/jam}$$

b. Kebutuhan Air Hidran

Kebutuhan air untuk pemadam kebakaran 500.000 liter dengan waktu tinggal 2 bulan.

Sehingga diperoleh air hidran :

$$= \frac{500.000 \text{ liter} \times 1 \frac{\text{bulan}}{30 \text{ hari}} \times 1 \frac{\text{hari}}{24 \text{ jam}}}{2 \text{ bulan}}$$
$$= 347,22 \text{ liter/jam} = 347,22 \text{ kg/jam}$$

c. Kebutuhan Air Servis

Kebutuhan air servis 10 % dari kebutuhan air rumah tangga pabrik.

$$= 10\% \times 1250 \text{ liter/jam}$$
$$= 125 \text{ liter/jam} = 125 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}
 &\text{Total kebutuhan air rumah tangga} \\
 &= \text{Air Rumah Tangga Pabrik} + \text{Kebutuhan Air Hidran} + \text{Kebutuhan Air Servis} \\
 &= 1250 \text{ liter/jam} + 347,22 \text{ liter/jam} + 125 \text{ liter/jam} \\
 &= 1722,22 \text{ liter/jam} = 1722,22 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

B. Menghitung Air Make Up

Pengurangan air pada saat proses berlangsung :

1. Air untuk rumah tangga hanya digunakan sekali pakai. Maka kebutuhan air make up rumah tangga = 1722,22 kg/jam

2. Unit *Cooling Tower*

Air hilang karena menguap dan *blowdown cooling tower* adalah 12,5 % (Evan Process Equipment Handbook.).

$$\begin{aligned}
 \text{Air make up } \textit{cooling tower} &= 12,5 \% \times 34243,117 \text{ kg/jam} \\
 &= 4280,38967 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

3. Unit Pembangkitan *Steam (Boiler)*

Air yang hilang pada unit *boiler* diperkirakan dari *blowdown* sebesar 10% dari steam yang dibangkitkan (Sularso dan Tahara).

$$\text{Air make up } \textit{boiler} = 10 \% \times 3843,995 \text{ kg/jam} = 384,3995 \text{ kg/jam}$$

Air hilang karena digunakan :

Tabel Utilitas – 01. Kebutuhan Air

No.	Kebutuhan Air	Jumlah (kg/jam)
1.	Air pendingin	34.243,1174
2.	Air demin	3.843,995
3.	Air Rumah Tangga	1.722,22

Tabel Utilitas – 02. Kebutuhan Air Make Up

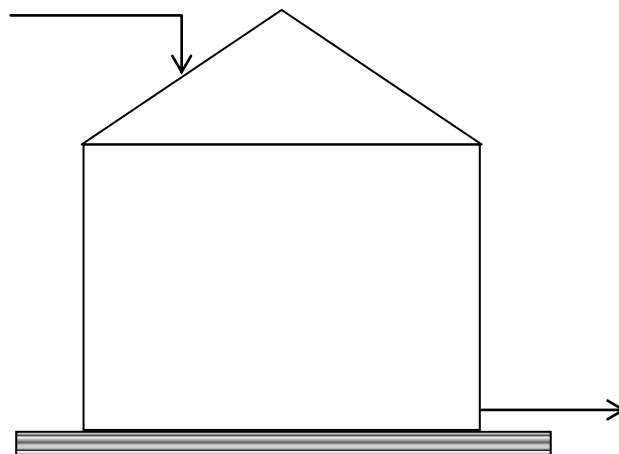
No.	Air Make Up	Jumlah (kg/jam)
1.	Air Rumah Tangga	1.722,22
2.	Cooling tower	4.280,38
3.	Boiler	384,39
Jumlah =		6.387

Maka jumlah air *make up* yang harus disediakan adalah 6387 kg/jam.

TANGKI AIR BERSIH (TU – 01)

Tugas : Menampung air bersih dari PT Petrokimia Gresik selama 7 hari

Jenis alat : Tangki silinder tegak



Gambar Utilitas – 01. Tangki Air Bersih (TU – 01)

Suhu : 303.15 K = 30 °C

Tekanan : 1,01325 bar = 1 atm

Langkah perhitungan :

1. Menghitung volume air yang ditampung
2. Mengitung volume tangki
3. Menghitung ukuran tangki
4. Menghitung *over design*
5. Ringkasan hasil

1. Menghitung Volume Air yang Ditampung

$$V_1 = \frac{11.167,93 \text{ kg/jam}}{995,65 \text{ kg/m}^3} = 11,22 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V_1 = 11,22 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 7 \text{ hari} = 1.884,41 \text{ m}^3$$

2. Menghitung Volume Tangki

$$V_t = V_1$$

$$V_t = 1.884,41 \text{ m}^3 \times 1 \text{ bbl}/158 \times 10^{-3} \text{ m}^3$$

$$V_t = 11.926,64 \text{ bbl}$$

3. Menghitung Ukuran Tangki

- a. Menghitung Diameter dan Tinggi Tangki

Berdasarkan Brownell and Young, 1959, "*Process Equipment Design*", rancangan untuk tangki besar beratap $D = 8/3 H$

$$V_t = \frac{\pi D^2 H}{4}$$

$$V_t = \frac{\pi \left(\frac{8}{3}H\right)^2 H}{4}$$

$$V_t = \frac{\pi 16 H^3}{9}$$

$$1.884,41 \text{ m}^3 = \frac{3,14 \times 16 \times H^3}{9}$$

$$H^3 = 337,57 \text{ m}^3$$

$$H = 6,96 \text{ m} = 22,83 \text{ ft}$$

$$\text{Sehingga, } D = \frac{8}{3} H$$

$$D = \frac{8 \times 6,96 \text{ m}}{3}$$

$$D = 18,56 \text{ m} = 60,89 \text{ ft}$$

b. Mencari Ukuran Tangki Fabrikasi

Ukuran tangki fabrikasi dipilih berdasarkan Appendix E, Item ke-1, Brownell and Young, 1959, "Process Equipment Design".

$$D \text{ fabrikasi} = 70 \text{ ft} = 21,34 \text{ m}$$

$$H \text{ fabrikasi} = 24 \text{ ft} = 7,31 \text{ m}$$

$$V_t \text{ fabrikasi} = 16.450 \text{ bbl} = 2599,1 \text{ m}^3$$

c. Menghitung tebal dinding tangki

Tebal tangki fabrikasi dipilih berdasarkan Appendix E, Item ke-2, Brownell and Young, 1959, "Process Equipment Design".

Jarak dihitung dari atas :

Tabel Utilitas – 03. Tebal Shell TU – 01

Lembar ke	Ft	Tebal (in)
1	0 – 6	0,25
2	6 – 12	0,25
3	12 – 18	0,25
4	18 – 24	0,25

4. Menghitung Over Design

$$\begin{aligned} \text{Over design} &= \frac{V_t \text{ fabrikasi} - V_t}{V_t} \times 100 \% \\ &= \frac{16.450 \text{ bbl} - 11.926,64 \text{ bbl}}{11.926,64 \text{ bbl}} \times 100\% \\ &= 37,93 \% \end{aligned}$$

5. Ringkasan Hasil

Jenis alat = tangki silinder tegak dengan *conical roof*

Volume bahan (liquid), V_l = 1.884,41 m³

Volume tangki, V_t = 16450 bbl = 2599,1 m³

Diameter tangki, D_t = 70 ft = 21,34 m

Tinggi tangki, H_t = 24 ft = 7,31 m

Over design = 37,93%

Tebal dinding, jarak di hitung dari atas :

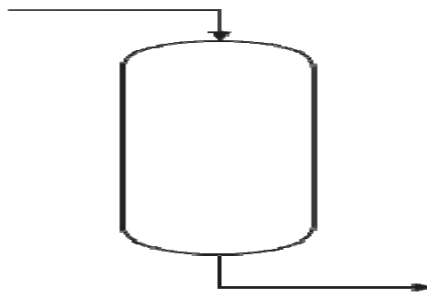
Lembar ke	ft	Tebal (in)
1	0 – 6	0,25
2	6 – 12	0,25
3	12 – 18	0,25
4	18 – 24	0,25

Bahan konstruksi = *Carbon steel SA 178 Grade C*
Jumlah = 1 unit

TANGKI DEKLORINASI (TU – 02)

Tugas : Mematikan bakteri yang terikut dalam air sanitasi dengan cara menambahkan gas klorin.

Jenis alat : Tangki silinder vertikal tegak



Gambar Utilitas – 02. Tangki Deklorinasi (TU – 02)

Langkah perhitungan :

1. Menghitung volume air yang ditampung
2. Menghitung volume tangki
3. Menghitung ukuran alat
4. Menghitung *over design*
5. Pemilihan bahan konstruksi
6. Ringkasan hasil

1. Menghitung Volume Air yang Ditampung

Air untuk keperluan kantor dan perumahan sebanyak 1.355,56 kg/jam dengan waktu tinggal 1 jam, maka :

$$V_1 = \frac{1.355,56 \text{ kg/jam}}{995,65 \text{ kg/m}^3} \times 1 \text{ jam} = 1,3615 \text{ m}^3$$

Klorin yang ditambahkan sebanyak 4 ^{mg klorin}/_{liter air}. Maka:

$$V_1 = 1,255 \text{ m}^3 = 1.255 \text{ liter}$$

$$\begin{aligned} m_{\text{klorin}} &= 1.255 \text{ liter air} \times 4 \text{ mg klorin/liter air} \\ &= 5.020 \text{ mg} \end{aligned}$$

2. Menghitung Volume Tangki

$$V_t = V_1$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = 1,3615 \text{ m}^3$$

3. Menghitung Ukuran Alat

Dirancang rasio = 1.

$$H = D$$

$$\frac{\pi D^2}{4} H = V_t$$

$$\frac{\pi D^2}{4} D = V_t$$

$$D = \sqrt{\left(\frac{4V_t}{\pi}\right)}$$

$$D = \sqrt{\left(\frac{4 \times 1,3615 \text{ m}^3}{3,14}\right)} = 1,2 \text{ m} = 3,94 \text{ ft}$$

Dipakai diameter, $D = 1,37 \text{ m}$

Tinggi tangki, $H = D$ $H = 1,37 \text{ m}$

4. Menghitung *Over Design*

$$\begin{aligned} V \text{ fabrikasi} &= \frac{\pi}{4} D^2 H \\ &= \frac{3,14}{4} \times (1,37 \text{ m})^2 \times (1,37 \text{ m}) \\ &= 2,02 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Over design} &= \frac{V \text{ fabrikasi} - V_t}{V_t} \times 100\% \\ &= \frac{2,02 \text{ m}^3 - 1,3615 \text{ m}^3}{1,3615 \text{ m}^3} \times 100\% \\ &= 48,25 \% \end{aligned}$$

5. Pemilihan Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi dipilih *carbon steel SA 178 Grade C*.

6. Ringkasan Hasil

Jenis alat = tangki silinder vertikal

Volume bahan (liquid), V_1 = $1,3615 \text{ m}^3$

Volume tangki, V_t = $2,02 \text{ m}^3$

Diameter tangki, D_t = 1,37 m

Tinggi tangki, H_t = 1,37 m

Over design = 48,25 %

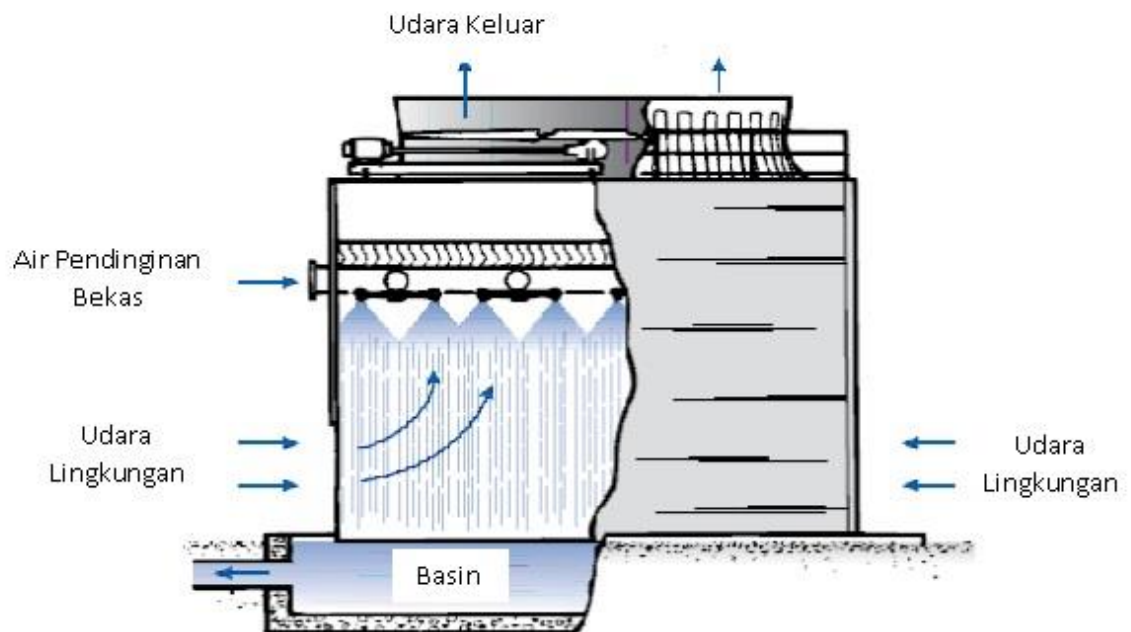
Bahan konstruksi = *Carbon steel SA 178 Grade C*

Jumlah = 1 unit

COOLING TOWER (CT - 01)

Tugas : Memulihkan suhu air bekas pendinginan dari 50 °C sampai 30 °C.

Jenis alat : *Cooling tower induced draft.*



Gambar Utilitas – 04. Cooling Tower (CT – 01)

Data operasi :

Suhu air masuk, $T_1 = 50\text{ }^\circ\text{C} = 323,15\text{ K}$

Suhu air keluar, $T_2 = 30\text{ }^\circ\text{C} = 303,15\text{ K}$

Tekanan, $P = 1\text{ atm} = 1,01325\text{ bar}$

Kecepatan massa = 34243,11738 kg/jam

Rapat massa = 995,65 kg/m³

Data udara lingkungan :

Suhu udara lingkungan, $T_{g,in} = 30\text{ }^\circ\text{C} = 303,15\text{ K}$

Kelembaban relatif, $RH = 70\%$

Kapasitas panas udara = 1,008 kJ/kg.K

Kapasitas panas air = 1884 kJ/kg.K

Entalpi penguapan, $h_{vap} = 2.302\text{ kJ/kg}$

Data diperoleh dari Treybal, R. E., 1981, “*Mass Transfer Operations*”, Ed III, McGraw Hill New York.

Langkah perhitungan :

1. Menghitung kebutuhan udara
2. Menghitung ukuran *cooling tower*
3. Menghitung daya penggerak *fan*

4. Ringkasan hasil

1. Menghitung kebutuhan udara

a. Menentukan Kadar Uap Air dalam Udara

Dari *humidity chart* untuk suhu 30 °C atau 89,6 °F atau 303,15 K dan kelembaban relatif 70 %, diperoleh $Y_1 = 0,018$ kg/kg udara.

b. Menentukan Kebutuhan Udara

Kebutuhan udara diperoleh dengan cara membuat neraca massa dan neraca panas.

Dirancang : suhu udara keluar maksimum = 308,15 K = 35 °C = 140 °F

Kelembaban relatif = 100 %

Rasio uap air/massa udara (Y_2) = 0,025 kg/kg udara (dari *humidity chart*).

Neraca Massa :

Kecepatan massa masuk – kecepatan massa keluar = akumulasi

Pada keadaan tunak, akumulasi = 0

$$G(1 + Y_1) + L_1 - G(1 + Y_2) - L_2 = 0$$

$$G(Y_1 - Y_2) + L_1 - L_2 = 0$$

$$G(Y_2 - Y_1) + L_2 = L_1 \quad \dots\dots\dots (1)$$

Dengan hubungan :

G : kecepatan massa udara basis kering (kg/jam)

L_1 : kecepatan massaair masuk *cooling tower* (kg/jam)

L_2 : kecepatan massa air keluar *cooling tower* (kg/jam)

Y_1 : rasio massa uap air/massa udara basis kering masuk (kg/kg)

Y_2 : rasio massa uap air/massa udara basis kering keluar (kg/kg)

Neraca Panas :

Kecepatan panas masuk – kecepatan panas keluar = akumulasi

Pada keadaan tunak, akumulasi = 0

$$Q_{g_{in}} + Q_{l_{in}} - Q_{l_{out}} - Q_{g_{out}} = 0$$

Dengan hubungan :

$Q_{g_{in}}$: panas yang dibawa oleh udara masuk (kJ/jam)

$Q_{g_{out}}$: panas yang dibawa oleh udara keluar (kJ/jam)

$Q_{l_{in}}$: panas yang dibawa oleh air masuk (kJ/jam)

$Q_{l_{out}}$: panas yang dibawa oleh air keluar (kJ/jam)

Panas yang dibawa oleh udara dihitung dengan persamaan :

$$Q_g = G \times hg$$

hg : entalpi yang dibawa oleh udara (kJ/kg)

$$hg = (C_{p_u} + Y' C_{p_{uap}})(T_g - T_{ref}) + h_{vap} Y'$$

C_{p_u} : kapasitas panas udara basis kering = 1,008 kJ/kg.K

$C_{p_{uap}}$: kapasitas panas uap air = 1,884 kJ/kg.K

h_{vap} : panas laten penguapan air = 2.302 kJ/kg

T_{ref} : suhu referensi = 25 °C = 298,15 K

T_g : suhu udara (K)

Panas yang dibawa oleh udara masuk :

$$T_{g1} = 303,15 \text{ K}$$

$$Y_1 = 0,018 \text{ kg/kg}$$

$$\begin{aligned} h_{g1} &= (1,008 \text{ kJ/kg.K} + 1,884 \text{ kJ/kg.K} \times 0,018 \text{ kg/kg}) \times (303,15 \text{ K} - \\ &298,15 \text{ K}) + 2.302 \text{ kJ/kg} \times 0,018 \text{ kg/kg} \\ &= 46,646 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$Q_{g1} = G \times 46,646 \text{ kJ/kg}$$

Panas yang dibawa oleh udara keluar :

$$T_{g2} = 35 \text{ }^\circ\text{C} = 308,15 \text{ K}$$

$$Y_2 = 0,025 \text{ kg/kg}$$

$$\begin{aligned} H_{g2} &= (1,008 \text{ kJ/kg.K} + 1,884 \text{ kJ/kg.K} \times 0,025 \text{ kg/kg}) \times (308,15 \text{ K} - \\ &298,15 \text{ K}) + 2.302 \text{ kJ/kg} \times 0,025 \text{ kg/kg} \\ &= 36,9291 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$Q_{g2} = G \times 36,9291 \text{ kJ/kg}$$

Panas yang dibawa oleh air masuk :

$$Q_{lin} = L_1 \times C_{p1} \times (T_{l1} - T_{reff})$$

$$C_{p1} : \text{kapasitas panas air} = 4,184 \text{ kJ/kg.K}$$

$$L_1 : \text{kecepatan massa air masuk} = 34243,11738 \text{ kg/jam}$$

T_{l1} : suhu air masuk = 323,15 K

$$Q_{lin} = 34243,11738 \text{ kg/jam} \times 4,184 \text{ kJ/kg.K} \times (323,15 \text{ K} - 298,15 \text{ K})$$

$$= 7163660,155 \text{ kJ/jam}$$

Panas yang dibawa oleh air keluar :

$$Q_{lin} = L_1 \times C_{p1} \times (T_{l1} - T_{reff})$$

C_{p1} : kapasitas panas air = 4,184 kJ/kg.K

L_2 : kecepatan massa air masuk = L_2 kg/jam

T_{l2} : suhu air keluar = 303,15 K

$$Q_{lin} = L_2 \text{ kg/jam} \times 4,184 \text{ kJ/kg.K} \times (303,15 \text{ K} - 298,15 \text{ K})$$

$$= 125,52 L_2 \text{ kJ/jam}$$

Persamaan neraca panas menjadi :

$$35,764235 G \text{ kJ/jam} + 125,52 L_2 \text{ kJ/jam} = 7163660,16 \text{ kJ/jam} \dots\dots\dots (2)$$

Dari neraca massa dan neraca panas didapat dua persamaan linear dengan dua bilangan yang tidak diketahui.

$$0,007 G \text{ kg/jam} + L_2 \text{ kg/jam} = 34243,11738 \text{ kg/jam}$$

$$L_2 = 34243,11738 - 0,007 G$$

$$35,764235 G + 125,52 L_2 \times (34243,11738 - 0,007 G) = 7163660,16$$

Maka,

$$\text{Kecepatan massa udara, } G = 80136,623 \text{ kg/jam}$$

Kecepatan massa air keluar cooling tower, $L_2 = 33682,161 \text{ kg/jam}$

$$\begin{aligned} \text{Massa air yang menguap} &= 34243,11738 \text{ kg/jam} - 33682,161 \text{ kg/jam} \\ &= 560,956361 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

2. Menghitung Ukuran *Cooling Tower*

a. Luas Penampang

Luas penampang yang diperlukan dihitung berdasarkan fluks volume air (Perry, R. H., “*Chemical Engineering Handbook*”, Ed VII, halaman 12-16).

$$\text{Fluks volume} = 1,75 \text{ gallon/menit.ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Fluks volume} &= 1,75 \text{ gallon/jam.ft}^2 \times \frac{0,00379 \text{ m}^3}{1 \text{ gallon}} \\ &\quad \times \left(\frac{1 \text{ ft}}{0,3048 \text{ m}} \right)^2 \times \frac{60 \text{ menit}}{1 \text{ jam}} \\ &= 4,28 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan volume air dalam cooling tower} &= \frac{34243,1 \text{ kg/jam}}{995,65 \text{ kg/m}^3} \\ &= 34,4152 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Luas penampang, } A = \frac{34,4152 \text{ m}^3/\text{jam}}{4,28 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{jam}} = 8,0449797 \text{ m}^2$$

Dirancang : panjang = lebar

P : panjang *cooling tower* (m)

L : panjang *cooling tower* (m)

$$L = \sqrt{8,0449\text{m}^2} = 2,83637 \text{ m}$$

$$P = 2,83637 \text{ m}$$

Tinggi *cooling tower*, Ht = 30 ft = 9,144 m (Perry, R. H., hal 12-16)

3. Menghitung Daya Penggerak *Fan*

Daya penggerak yang digunakan :

$$W = 0,441 \text{ Hp/m}^2 \text{ (Perry, R.H., hal 12-17)}$$

$$\text{Power} = 8,04498\text{m}^2 \times 0,441 \text{ Hp/m}^2 = 3,54 \text{ Hp}$$

Motor standar yang dipilih = 10 Hp

4. Ringkasan Hasil

Jenis alat : *cooling tower induced draft*

$$\text{Kadar uap air dalam udara, } Y' = 0,018 \text{ kg/kg udara}$$

$$\text{Kebutuhan udara, } G = 80136,623 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Luas penampang } \textit{cooling tower}, A = 8,0449 \text{ m}^2$$

Ukuran *cooling tower* :

$$\text{Panjang, } P = 2,83637 \text{ m}$$

$$\text{Lebar, } L = 2,83637 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi, } Ht = 9,14 \text{ m}$$

$$\text{Daya penggerak, } W = 0,441 \text{ Hp/m}^2$$

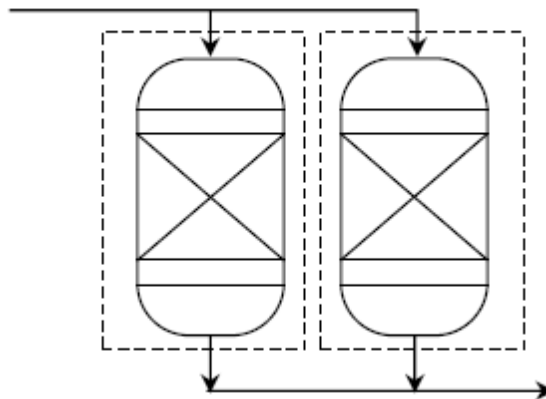
Motor standar = 10 Hp

Jumlah = 1 unit

KATION EXCHANGER (KE – 01)

Tugas : Menghilangkan ion-ion positif yang masih terbawa dari bak air bersih.

Dipilih jenis alat : Tangki silinder tegak



Gambar Utilitas –05. Kation Exchanger (KE – 01)

Data :

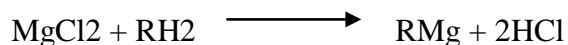
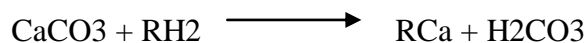
Kecepatan massa air = 384,4 kg/jam

Rapat massa = 995,65 kg/m³

Kadar mineral = 35 ppm

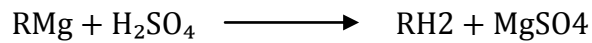
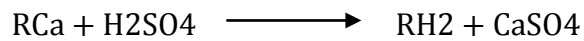
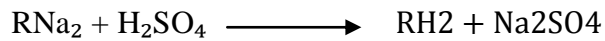
Penghilang mineral yang digunakan adalah RH2

Reaksi yang terjadi :



Apabila resin sudah jenuh pencucian dilakukan dengan menggunakan larutan H₂SO₄ 2%.

Reaksi yang terjadi pada waktu regenerasi adalah :



Kemampuan RH_2 menghilangkan ion logam :

Kapasitas = 8 kgrain/ft³ (Powell, S. T., "Water Conditioning for Industry", hal 187)

Kesadahan air keluar dari filtrasi = 35 ppm

Untuk boiler = 0 ppm

Dirancang : waktu operasi tangki kation selama 7 hari.

Langkah perhitungan :

1. Menghitung volume resin
2. Menghitung ukuran tangki
3. Menentukan bahan konstruksi
4. Ringkasan hasil

1. Menghitung Volume Resin

$$\begin{aligned} \text{Mineral yang harus dihilangkan} &= 35 \text{ ppm} \times \frac{1 \text{ kg}}{1 \times 10^6 \text{ kg}} \times 384,4 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \\ &\quad \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 7 \text{ hari} \\ &= 2,260 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Kemampuan resin} = 8 \frac{\text{kgrain}}{\text{ft}^3} \times \frac{1 \text{ kg}}{7 \text{ kgrain}} \times \left(\frac{1 \text{ ft}}{0,3048 \text{ m}} \right)^3$$

$$= 40,3596 \text{ kg/m}^3 \text{ resin}$$

$$\text{Volume resin} = \frac{2,260 \text{ kg}}{40,3596 \text{ kg/m}^3 \text{ resin}} = 0,056 \text{ m}^3$$

2. Menghitung Ukuran Tangki

a. Diameter Tangki

Dihitung berdasarkan fluks volume air yang diolah. Fluks volume berkisar antara 4 sampai 5 gallon/ft².menit (Powell, S. T., hal 157).

Dirancang : fluks = 4 gallon/ft².menit

$$\begin{aligned} \text{fluks} &= 4 \frac{\text{gallon}}{\text{m}^3 \cdot \text{menit}} \times \frac{60 \text{ menit}}{1 \text{ jam}} \times \left(\frac{1 \text{ ft}}{0,3048 \text{ m}} \right)^2 \\ &= 9,7779 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

Kecepatan volume air yang diolah =

$$fv = \frac{\text{kecepatan massa air}}{\rho} = \frac{729,86 \text{ kg/jam}}{995,65 \text{ kg/m}^3} = 0,734 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Luas penampang tangki kation :

$$A = \frac{fv}{\text{fluks}} = \frac{0,734 \text{ m}^3/\text{jam}}{9,7779 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{jam}} = 0,075 \text{ m}^2$$

Diameter tangki kation :

$$A = \frac{\pi \cdot D^2}{4}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,075 \text{ m}^2}{3,14}} = 0,4146 \text{ m} = 12,17 \text{ in}$$

Diameter standar, $D = 15 \text{ in} = 0,381 \text{ m}$ (Powell, S. T., hal 186)

b. Tinggi Tangki

$$\text{Tinggi resin, } H_{\text{resin}} = \frac{4 \cdot V_{\text{resin}}}{\pi \cdot D^2} = \frac{4 \cdot 0,056 \text{ m}^3}{3,14 \cdot 0,3091 \text{ m}} = 0,41467 \text{ m}$$

Tinggi tangki :

Dirancang : tinggi resin menempati 80% dari tinggi tangki

$$H = \frac{H_{\text{resin}}}{0,8} = \frac{0,41467 \text{ m}}{0,8} = 0,49761 \text{ m}$$

c. Volume Tangki

$$V = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4}$$

$$V = \frac{3,14 \cdot (0,381 \text{ m})^2 \cdot 1,28 \text{ m}}{4} = 0,15 \text{ m}^3$$

3. Menentukan Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi yang digunakan adalah baja karbon.

4. Ringkasan Hasil

Jenis alat : tangki silinder tegak

Volume tangki, V_t = $0,15 \text{ m}^3$

Ukuran tangki :

Diameter, D = $0,41467 \text{ m}$

Tinggi, H = $0,49761 \text{ m}$

Volume resin = $0,106 \text{ m}^3$

Tinggi resin = $0,41467 \text{ m}$

Waktu kerja = 7 hari

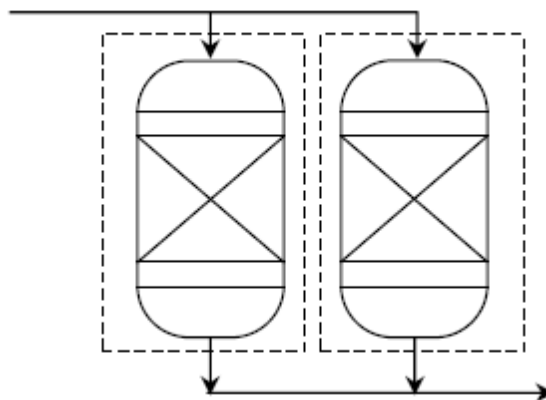
Bahan konstruksi = baja karbon

Jumlah = 2 unit

ANION EXCHANGER (AE – 01)

Tugas : Menghilangkan ion-ion negatif yang masih terbawa dari bak air bersih.

Dipilih jenis alat : Tangki silinder tegak



Gambar Utilitas – 06. *Anion Exchanger* (AE – 01)

Data :

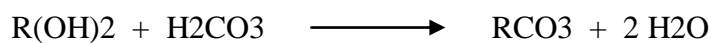
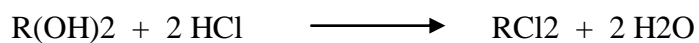
Kecepatan massa air = 384,4 kg/jam

Rapat massa = 995,65 kg/m³

Kadar mineral = 35 ppm

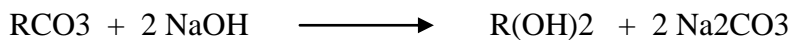
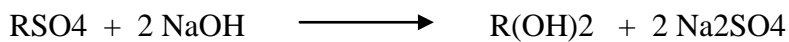
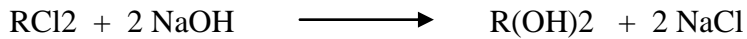
Penghilang mineral yang digunakan adalah R(OH)₂.

Reaksi yang terjadi :



Apabila resin sudah jenuh maka dilakukan pencucian menggunakan larutan NaOH

Reaksi yang terjadi pada waktu regenerasi:



Kemampuan R(OH)_2 menghilangkan ion logam :

Kapasitas = 25 kgrain/ft³ (Powell, S. T., “*Water Conditioning for Industry*”, hal 187)

Kesadahan air keluar dari filtrasi = 35 ppm

Dirancang : waktu operasi tangki kation selama 7 hari.

Langkah perhitungan :

1. Menghitung volume resin
2. Menghitung ukuran tangki
3. Menentukan bahan konstruksi
4. Ringkasan hasil

1. Menghitung Volume Resin

$$\begin{aligned} \text{Mineral yang harus dihilangkan} &= 35 \text{ ppm} \times \frac{1 \text{ kg}}{1 \times 10^6 \text{ kg}} \times 384,4 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \\ &\quad \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 7 \text{ hari} \\ &= 2,260 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kemampuan resin} &= 25 \frac{\text{kgrain}}{\text{ft}^3} \times \frac{1 \text{ kg}}{7 \text{ kgrain}} \times \left(\frac{1 \text{ ft}}{0,3048 \text{ m}} \right)^3 \\ &= 126,1238 \text{ kg/m}^3 \text{ resin} \end{aligned}$$

$$\text{Volume resin} = \frac{2,260 \text{ kg}}{126,1238 \text{ kg/m}^3 \text{ resin}} = 0,01792 \text{ m}^3$$

2. Menghitung Ukuran Tangki

d. Diameter Tangki

Dihitung berdasarkan fluks volume air yang diolah. Fluks volume berkisar antara 4 sampai 5 gallon/ft².menit (Powell, S. T., hal 157).

Dirancang : fluks = 4 gallon/ft².menit

$$\begin{aligned} \text{fluks} &= 4 \frac{\text{gallon}}{\text{m}^3 \cdot \text{menit}} \times \frac{60 \text{ menit}}{1 \text{ jam}} \times \left(\frac{1 \text{ ft}}{0,3048 \text{ m}} \right)^2 \\ &= 9,7779 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

Kecepatan volume air yang diolah =

$$fv = \frac{\text{kecepatan massa air}}{\rho} = \frac{384,46 \text{ kg/jam}}{995,65 \text{ kg/m}^3} = 0,734 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Luas penampang tangki kation :

$$A = \frac{fv}{\text{fluks}} = \frac{0,734 \text{ m}^3/\text{jam}}{9,7779 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{jam}} = 0,075 \text{ m}^2$$

Diameter tangki kation :

$$A = \frac{\pi \cdot D^2}{4}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,01792 \text{ m}^2}{3,14}} = 0,283631 \text{ m} = 12,17 \text{ in}$$

Diameter standar, $D = 15 \text{ in} = 0,381 \text{ m}$ (Powell, S. T., hal 186)

e. Tinggi Tangki

$$\text{Tinggi resin, } H_{\text{resin}} = \frac{4 \cdot V_{\text{resin}}}{\pi \cdot D^2} = \frac{4 \cdot 0,283631 \text{ m}^3}{3,14 \cdot 0,3091 \text{ m}} = 0,34036 \text{ m}$$

Tinggi tangki :

Dirancang : tinggi resin menempati 80% dari tinggi tangki

$$H = \frac{H_{\text{resin}}}{0,8} = \frac{0,2836 \text{ m}}{0,8} = 0,34096 \text{ m}$$

f. Volume Tangki

$$V = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4}$$

$$V = \frac{3,14 \cdot (0,381 \text{ m})^2 \cdot 0,4096 \text{ m}}{4} = 0,0467 \text{ m}^3$$

3. Menentukan Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi yang digunakan adalah baja karbon.

4. Ringkasan Hasil

Jenis alat : tangki silinder tegak

Volume tangki, V_t = 0,0467 m³

Ukuran tangki :

Diameter, D = 0,381 m

Tinggi, H = 0,4096 m

Volume resin = 0,034 m³

Tinggi resin = 0,28363 m

Waktu kerja = 7 hari

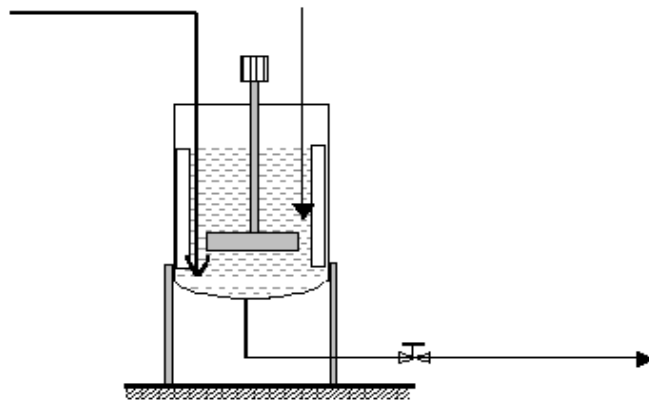
Bahan konstruksi = baja karbon

Jumlah = 2 unit

TANGKI H₂SO₄ (TU – 04)

Tugas : Melarutkan H₂SO₄ untuk regenerasi penukar kation.

Jenis alat : tangki silinder tegak



Gambar Utilitas – 07. Tangki H₂SO₄ (TU – 04)

Data :

Suhu operasi = 303,15 K = 30 °C

Tekanan operasi = 1,01325 bar = 1 atm

Rapat massa = 995,65 kg/m³

Langkah perhitungan :

1. Menghitung kebutuhan H₂SO₄
2. Menghitung massa air
3. Menghitung volume larutan

4. Menghitung volume tangki
5. Menghitung ukuran tangki
6. Menentukan pengaduk
7. Ringkasan hasil

1. Menghitung Kebutuhan H₂SO₄

Kemampuan H₂SO₄ untuk regenerasi diperoleh dari Powell, S. T., “*Water Conditioning for Industry*”, halaman 172.

Kemampuan H₂SO₄ untuk regenerasi = 2 lb/ft³ resin

Volume resin = 0,056 m³

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ yang dibutuhkan} &= 2 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3 \text{ resin}} \times \frac{0,4536 \text{ kg}}{1 \text{ lb}} \times \left(\frac{1 \text{ ft}}{0,3048 \text{ m}} \right)^3 \\ &\quad \times 0,056 \text{ m}^3 \\ &= 1,7942 \text{ kg} \end{aligned}$$

2. Menghitung Massa Air

Larutan H₂SO₄ dibuat dengan kadar 5 %.

$$\text{Massa air} = \frac{95 \%}{5 \%} \times$$

$$3,4066 \text{ kg} = 64,726 \text{ kg}$$

3. Menghitung Volume Larutan

$$V_1 = \frac{64,726 \text{ kg} + 3,4066 \text{ kg}}{995,65 \text{ kg/m}^3} = 0,0685 \text{ m}^3$$

4. Menghitung Volume Tangki

Dirancang : angka keamanan 20 %

$$V_t = 120 \% \times 0,0685 \text{ m}^3 = 0,090 \text{ m}^3$$

5. Menghitung Ukuran Tangki

Dirancang : $D = H$

D : diameter (m)

H : tinggi (m)

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4}$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot D}{4}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_t}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \times 0,090 \text{ m}^3}{3,14}} = 0,48 \text{ m}$$

$$H = D = 0,48 \text{ m}$$

6. Menentukan Pengaduk

Pengaduk yang digunakan adalah pengaduk manual.

7. Ringkasan Hasil

Jenis alat : tangki silinder tegak

Kebutuhan H_2SO_4 = 3,4066 kg

Massa air = 64,726 kg

Volume larutan, V_1 = 0,0685 m^3

Volume tangki, V_t = 0,090 m^3

Ukuran tangki :

Diameter, D = 0,48 m

Tinggi, H = 0,48 m

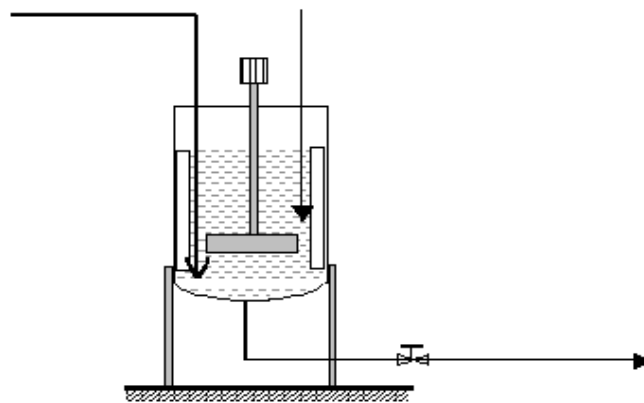
Pengaduk : manual

Jumlah : 1 unit

TANGKI NaOH (TU – 05)

Tugas : Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar anion

Dipilih jenis alat : Tangki silinder tegak



Gambar Utilitas – 08. Tangki NaOH (TU – 05)

Data :

Suhu operasi, $T = 303,15 \text{ K} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$

Tekanan operasi, $P = 1,01325 \text{ bar} = 1 \text{ atm}$

Rapat massa = $995,65 \text{ kg/m}^3$

Langkah perhitungan :

1. Menghitung kebutuhan NaOH
2. Menghitung massa air
3. Menghitung volume larutan

4. Menghitung volume tangki
5. Menghitung ukuran tangki
6. Menghitung pengaduk
7. Hasil ringkasan

1. Menghitung Kebutuhan NaOH

Diperoleh dari S.T. Powell, “*Water Conditioning for Industry*”, halaman 172.

Kemampuan NaOH untuk regenerasi = 2 lb/ft³ resin

Volume resin = 0,056 m³

Kebutuhan NaOH = Kemampuan NaOH untuk regenerasi x Volume resin

$$= 2 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times \frac{0,4536 \text{ kg}}{\text{lb}} \times \left(\frac{\text{ft}}{0,3048 \text{ m}}\right)^3 \times 0,056 \text{ m}^3$$

$$= 1,7942 \text{ kg}$$

2. Menghitung Massa Air

Larutan NaOH dibuat dengan kadar 5%.

$$\text{Massa air} = \frac{95\%}{5\%} \times \text{Kebutuhan NaOH}$$

$$= \frac{95\%}{5\%} \times 1,7942 \text{ kg}$$

$$= 34,09 \text{ kg}$$

3. Menghitung Volume Larutan

$$\begin{aligned}V_1 &= \frac{\text{Massa air} + \text{Kebutuhan NaOH}}{\rho \text{ air}} \\&= \frac{34,009 \text{ kg} + 1,7942 \text{ kg}}{995,65 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\&= 0,0361 \text{ m}^3\end{aligned}$$

4. Menghitung Volume Tangki

Dirancang angka keamanan sebesar 20%

$$V_t = 120\% \times V_1$$

$$\begin{aligned}V_t &= 120\% \times 0,0361 \text{ m}^3 \\&= 0,0433 \text{ m}^3\end{aligned}$$

5. Menghitung Ukuran Tangki

Dirancang diameter tangki = tinggi tangki

D = Diameter (m)

H = Tinggi (m)

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 H$$

$$V = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \times 0,0361 \text{ m}^3}{3,14}} = 0,3581 \text{ m}$$

Sehingga tinggi resin, $H = 0,3581$ m

6. Menentukan Pengaduk

Pengaduk dipilih secara pengaduk manual.

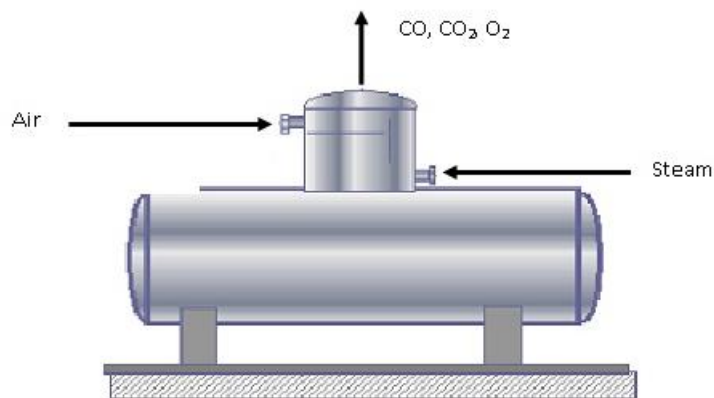
7. Ringkasan Hasil

Kebutuhan NaOH	: 1,7942kg
Massa air	: 34,09 kg
Volume larutan, V_1	: 0,0361 m ³
Volume tangki, V_t	: 0,0433m ³
Diameter tangki, D	: 0,3581 m
Tinggi tangki, H	: 0,3582m
Pengaduk	: Pengaduk manual.
Jumlah	: 1 unit

TANGKI AIR UMPAN BOILER (TU – 06)

Tugas : Menyimpan air umpan *boiler* selama 8 jam

Jenis alat : Tangki silinder horisontal



Gambar Utilitas – 09. Tangki Air Umpan Boiler (TU – 06)

Data :

Suhu air masuk = $30\text{ }^{\circ}\text{C} = 303,15\text{ K}$

Tekanan = $1,01325\text{ bar} = 1\text{ atm}$

Kecepatan massa air = $8.028,41\text{ kg/jam}$

Rapat massa = $995,65\text{ kg/m}^3$

Waktu tinggal = 8 jam

Langkah perhitungan :

1. Menghitung volume air yang disimpan
2. Menghitung volume tangki
3. Menghitung ukuran alat
4. Menghitung *over design*
5. Pemilihan bahan konstruksi
6. Ringkasan hasil

1. Menghitung Volume Air yang Disimpan

Dihitung dengan persamaan :

$V_1 = \text{kecepatan volume} \times \text{waktu tinggal}$

$$V_1 = \frac{8.028,41 \text{ kg/jam}}{995,65 \text{ kg/m}^3} \times 8 \text{ jam} = 64,55 \text{ m}^3$$

2. Menghitung Volume Tangki

$$V_t = V_1$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = 64,55 \text{ m}^3$$

3. Menghitung Ukuran Alat

Rasio antara panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5 (Wallas, S.M., "Chemical Process Equipment Selection and Design", Rule of Thumbs, halaman XVIII, bagian Vessels).

Dirancang, rasio = 3

$$\frac{\pi D^2}{4} L = V_t$$

$$\frac{\pi D^2}{4} 3D = V_t$$

$$D = \sqrt{\left(\frac{4V_t}{3\pi}\right)}$$

$$D = \sqrt{\left(\frac{4 \times 64,55 \text{ m}^3}{3 \times 3,14}\right)} = 3,02 \text{ m}$$

Dipakai diameter, $D = 3,2 \text{ m}$

$$\begin{aligned} \text{Panjang tangki, } L &= D \times 3 \\ &= 3,2 \text{ m} \times 3 \\ L &= 9,6 \text{ m} \end{aligned}$$

4. Menghitung *Over Design*

$$\begin{aligned} V \text{ fabrikasi} &= \frac{\pi}{4} D^2 L \\ &= \frac{3,14}{4} (3,2 \text{ m})^2 (9,6 \text{ m}) \\ &= 77,46 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Over design} &= \frac{V_{\text{fabrikasi}} - V_t}{V_t} \times 100\% \\ &= \frac{77,46 \text{ m}^3 - 64,55 \text{ m}^3}{64,55 \text{ m}^3} \times 100\% \\ &= 20\%\end{aligned}$$

5. Pemilihan Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi dipilih *carbon steel SA 178 Grade C*.

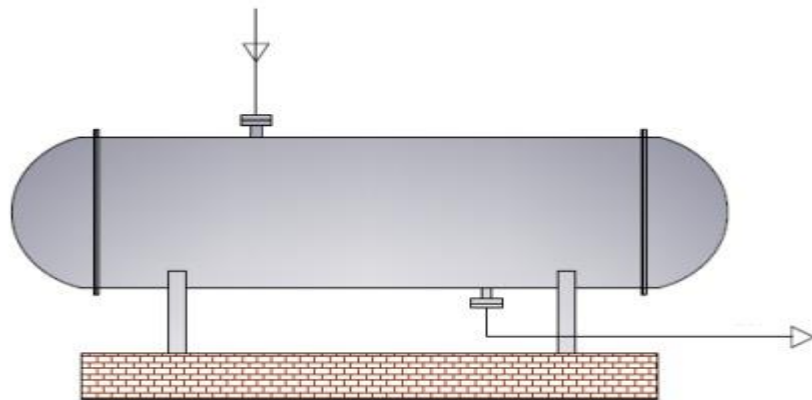
6. Ringkasan Hasil

Jenis alat	= tangki silinder horisontal
Volume bahan (liquid), V_l	= 64,55 m ³
Volume tangki, V_t	= 77,46 m ³
Diameter tangki, D_t	= 3,2 m
Panjang tangki, L	= 9,6 m
Over design	= 20 %
Bahan konstruksi	= <i>Carbon steel SA 178 Grade C</i>
Jumlah	= 1 unit

TANGKI KONDENSAT (TU – 07)

Tugas : Menyimpan air yang berasal dari steam yang terkondensasi
selama 1 jam

Jenis alat : Tangki silinder horisontal



Gambar Utilitas – 10. Tangki Kondensat (TU – 07)

Data :

Suhu operasi = $100\text{ }^{\circ}\text{C} = 373,15\text{ K}$

Tekanan = $1,01\text{ bar} = 1\text{ atm}$

Kecepatan massa air = $3843,99514\text{ kg/jam}$

Rapat massa = $995,65\text{ kg/m}^3$

Waktu tinggal = 1 jam

Langkah perhitungan :

1. Menghitung volume air yang disimpan
2. Menghitung volume tangki
3. Menghitung ukuran alat
4. Menghitung *over design*
5. Pemilihan bahan konstruksi
6. Ringkasan hasil

1. Menghitung Volume Air yang Disimpan

Dihitung dengan persamaan :

$V_1 = \text{kecepatan volume} \times \text{waktu tinggal}$

$$V_1 = \frac{3843,99514 \text{ kg/jam}}{995,65 \text{ kg/m}^3} \times 1 \text{ jam} = 3,86331 \text{ m}^3$$

2. Menghitung Volume Tangki

$$V_t = V_1$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = 4,63597 \text{ m}^3$$

3. Menghitung Ukuran Alat

Rasio antara panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5 (Wallas, S.M., "Chemical Process Equipment Selection and Design", Rule of Thumbs, halaman XVIII, bagian Vessels).

Dirancang, rasio = 3

$$\frac{\pi D^2}{4} L = V_t$$

$$\frac{\pi D^2}{4} 3D = V_t$$

$$D = \sqrt{\left(\frac{4V_t}{3\pi}\right)}$$

$$D = \sqrt{\left(\frac{4 \times 7,33 \text{ m}^3}{3 \times 3,14}\right)} = 1,46 \text{ m}$$

Dipakai diameter, D = 1,25 m

$$\begin{aligned} \text{Panjang tangki, } L &= D \times 3 \\ &= 1,25 \text{ m} \times 3 \\ L &= 3,76 \text{ m} \end{aligned}$$

4. Menghitung Over Design

$$\begin{aligned} V \text{ fabrikasi} &= \frac{\pi}{4} D^2 L \\ &= \frac{3,14}{4} \times (1,55 \text{ m})^2 \times (4,65 \text{ m}) \\ &= 8,79 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Over design} &= \frac{V_{\text{fabrikasi}} - V_t}{V_t} \times 100\% \\ &= \frac{8,79 \text{ m}^3 - 7,33 \text{ m}^3}{7,34 \text{ m}^3} \times 100\% \\ &= 43,05\%\end{aligned}$$

5. Pemilihan Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi dipilih *carbon steel SA 178 Grade C*.

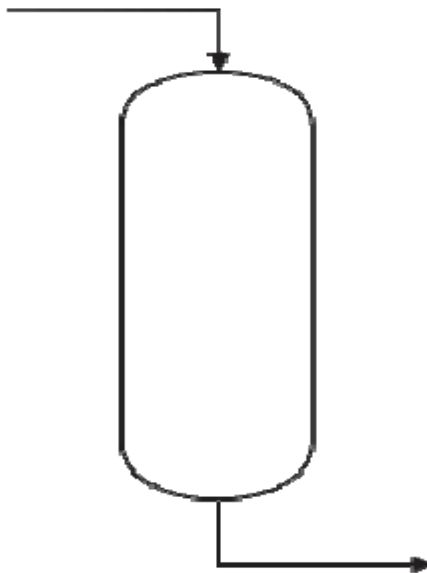
6. Ringkasan Hasil

Jenis alat	= tangki silinder horisontal
Volume bahan (liquid), V_l	= 7,33 m ³
Volume tangki, V_t	= 8,79 m ³
Diameter tangki, D_t	= 1,55 m
Panjang tangki, L	= 4,65 m
Over design	= 20 %
Bahan konstruksi	= <i>Carbon steel SA 178 Grade C</i>
Jumlah	= 1 unit

TANGKI $\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ (TU – 08)

Tugas : Menampung larutan natrium hidrofosfat yang digunakan dalam tangki umpan air *boiler* (TU – 06)

Jenis alat : Tangki silinder vertikal tegak



Gambar Utilitas – 11. Tangki $\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ (TU – 08)

Langkah perhitungan :

1. Menghitung volume air yang ditampung
2. Menghitung volume tangki
3. Menghitung ukuran alat

4. Menghitung *over design*
5. Pemilihan bahan konstruksi
6. Ringkasan hasil

1. Menghitung Volume Larutan Na₂HPO₄·2H₂O

Jumlah umpan tangki air umpan boiler = 8.028,41 kg/jam = 8,028 ton/jam

Kebutuhan Na₂HPO₄·2H₂O = 0,1 % dari jumlah umpan

Kebutuhan Na₂HPO₄·2H₂O = 8,028 kg/jam

Larutan Na₂HPO₄·2H₂O yang digunakan dengan konsentrasi 1 %.

Waktu tinggal 1 jam.

$$\text{Massa Na}_2\text{HPO}_4\cdot 2\text{H}_2\text{O} = \frac{8,028 \text{ kg/jam}}{1 \%} = 802,84 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa air yang ditambahkan} &= 802,84 \text{ kg/jam} - 8,028 \text{ kg/jam} \\ &= 794,81 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Karena massa Na₂HPO₄·2H₂O dalam larutan sangat kecil, maka dianggap densitas larutan hanya densitas air saja.

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan Na}_2\text{HPO}_4\cdot 2\text{H}_2\text{O} &= \frac{794,81 \text{ kg/jam} \times 120\% \times 1 \text{ jam}}{995,65 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,958 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Menghitung Volume Tangki

$$V_t = V_l$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = 0,958 \text{ m}^3$$

3. Menghitung Ukuran Alat

Dirancang rasio = 1.

$$H = 1 D$$

$$\frac{\pi D^2}{4} H = V_t$$

$$\frac{\pi D^2}{4} D = V_t$$

$$D = \sqrt{\left(\frac{4V_t}{\pi}\right)}$$

$$D = \sqrt{\left(\frac{4 \times 0,958 \text{ m}^3}{3,14}\right)} = 1,1 \text{ m}$$

Dipakai diameter, $D = 1,13 \text{ m}$

Tinggi tangki, $H = D$

$$H = 1,13 \text{ m}$$

4. Menghitung Over Design

$$\begin{aligned} V \text{ fabrikasi} &= \frac{\pi}{4} D^2 H \\ &= \frac{3,14}{4} \times (1,13 \text{ m})^2 \times (1,13 \text{ m}) \\ &= 1,15 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Over design} = \frac{V \text{ fabrikasi} - V_t}{V_t} \times 100\%$$

$$= \frac{1,15 \text{ m}^3 - 0,958 \text{ m}^3}{0,958 \text{ m}^3} \times 100\%$$
$$= 20 \%$$

5. Pemilihan Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi dipilih *carbon steel SA 178 Grade C*.

6. Ringkasan Hasil

Jenis alat	= tangki silinder vertikal
Volume bahan (liquid), V_l	= 0,958 m ³
Volume tangki, V_t	= 1,15 m ³
Diameter tangki, D_t	= 1,13 m
Tinggi tangki, H_t	= 1,13 m
Over design	= 20 %
Bahan konstruksi	= <i>Carbon steel SA 178 Grade C</i>
Jumlah	= 1 unit

BOILER (B – 01)

Kebutuhan air untuk steam = 8.028,41 kg/jam

Data :

Suhu air = 366,54 K (suhu campuran)

Tekanan = 1,01 atm

Suhu steam = 530,32K = 257,17°C

1. Tangki Boiler

Tugas: Membuat *steam* jenuh bersuhu 257,17°C dengan tekanan 44,22 atm.

Jenis alat : *Water tube boiler*

Kapasitas = 7.298,55 kg/jam

Densitas (ρ) = 995,65 kg/m³

$$\text{Volume} = \frac{7.298,55}{995,65 \text{ kg/m}^3} = 7,33 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Over design 20 %, maka

Volume menjadi = 7,33 m³/jam × 120 %

$$= 8,79 \text{ m}^3/\text{jam}$$

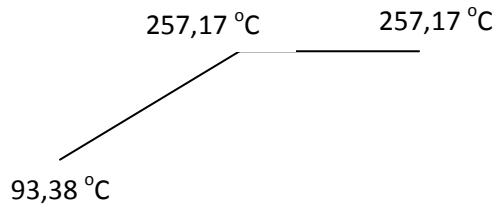
$$= 8.758,26 \text{ kg/jam}$$

Kondisi operasi :

Tekanan steam keluar = 44,22 atm

Suhu steam masuk (T_1) = 93,38 °C
 = 366,54 K

Suhu steam keluar (T_2) = 257,17 °C
 = 530,32 K



$C_p = \text{J/mol.K}$

Komponen	A	B	C	D
H ₂ O	92,0530	-0,039953	-0,00021103	$5,3469 \times 10^7$

Kapasitas panas air (C_p) = $\int C_p.dT$

$$= \int_{T_1}^{T_2} (92,0530 + (-0,039953)T + (-0,00021103)T^2 + 5,3469 \times 10^{-7}T^3).dT$$

$T_1 = 366,54 \text{ K}$

$T_2 = 530,32 \text{ K}$

$$C_p.dT = 92,0530.T + (-0,019977).T^2 + (-7,03433 \times 10^{-5}).T^3 + 1,3367 \times 10^{-7}.T^4$$

$$= 13.275,15 \text{ J/mol.K}$$

$$= 737,51 \text{ J/kg}$$

λ laten air suhu 257,17 °C = 2.113,75 kJ/kg

$$Q_1 = m \cdot C_p \cdot dT$$

$$= 8.758,26 \text{ kg/jam} \times 737,51 \text{ J/kg}$$

$$= 6.459,29 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_2 = m \cdot \lambda$$

$$= 8.758,26 \text{ kg/jam} \times 2.113,75 \text{ kJ/kg}$$

$$= 18.512.796,55 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Panas total, } Q_t = Q_1 + Q_2$$

$$= 6.459,29 \text{ kJ/jam} + 18.512.796,55 \text{ kJ/jam}$$

$$= 18.519.255,87 \text{ kJ/jam}$$

2. Tangki Bahan Bakar *Boiler* (TU – 09)

Tugas : Menyimpan bahan bakar *boiler* (B – 01) untuk kebutuhan selama
1 bulan.

Jenis : Tangki silinder horisontal

Fuel oil yang digunakan = *low sulfur* No. 6 FO, 12,6 °API (tabel 24.6 Perry 8th ed).

Densitas *fuel oil*, $\rho = 981,957 \text{ kg/m}^3$

$$\begin{aligned}
 \text{Nilai NHV (Net Heating Value)} &= 151.000 \text{ BTU/gal (fig 24.1, Perry 8th ed)} \\
 &= 42.083.700 \text{ kJ/m}^3 \\
 &= 42.856,9694 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

Efisiensi pembakaran 70-80 %, diambil efisiensi sebesar 80 %.

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan bahan bakar} &= \frac{Q_t}{\text{eff} \times \text{NHV}} \\
 &= \frac{18.519.255,85 \text{ kJ/jam}}{80 \% \times 42.856,9694 \text{ kJ/kg}} \\
 &= 540,15 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Kebutuhan bahan bakar selama 1 bulan :

$$\begin{aligned}
 &= 540,15 \text{ kg/jam} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \times \frac{30 \text{ hari}}{1 \text{ bulan}} \\
 &= 388.905,95 \text{ kg/bulan}
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume bahan bakar} = \frac{388.905,95 \text{ kg}}{981,957 \text{ kg/m}^3} = 396,05 \text{ m}^3$$

a. Volume Tangki

$$V_t = V \text{ bahan bakar}$$

$$V_t = 396,05 \text{ m}^3$$

b. Ukuran Tangki

Rasio antara panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5 (Wallas, S.M., "Chemical Process Equipment Selection and Design", Rule of Thumbs, halaman XVIII, bagian Vessels).

Dirancang, rasio = 3

$$\frac{\pi D^2}{4} L = V_t$$

$$\frac{\pi D^2}{4} 3D = V_t$$

$$D = \sqrt{\left(\frac{4V_t}{3\pi}\right)}$$

$$D = \sqrt{\left(\frac{4 \times 396,05 \text{ m}^3}{3 \times 3,14}\right)} = 5,52 \text{ m}$$

Dipakai diameter, D = 5,82 m

$$\begin{aligned} \text{Panjang tangki, L} &= D \times 3 \\ &= 5,82 \text{ m} \times 3 \\ L &= 17,46 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Menghitung *Over Design*

$$\begin{aligned} V \text{ fabrikasi} &= \frac{\pi}{4} D^2 L \\ &= \frac{3,14}{4} \times (5,82 \text{ m})^2 \times (17,5 \text{ m}) \\ &= 464,26 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Over design} = \frac{V \text{ fabrikasi} - V_t}{V_t} \times 100\%$$

$$= \frac{464,26 \text{ m}^3 - 396,05 \text{ m}^3}{396,05 \text{ m}^3} \times 100\%$$

$$= 17,22 \%$$

3. Luas Permukaan

Dihitung berdasarkan flux panas (kern, D.Q.)

$$\text{Fluks massa maksimum} = 20.000 \text{ BTU/jam. ft}^2$$

Fluks panas yang diambil,

$$\frac{Q}{A} = 12.000 \text{ kJ/jam. ft}^2$$

$$= 136.278,34 \text{ kJ/jam. m}^2$$

$$\text{Luas perpindahan panas (A)} = \frac{Q}{\text{Fluks}}$$

$$= \frac{18.519.255,85 \text{ kJ/jam}}{136.278,34 \text{ kJ/jam. m}^2}$$

$$= 135,89 \text{ m}^2$$

Spesifikasi *Tube* (Kern, tabel 10)

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in} = 0,01905 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 0,62 \text{ in} = 0,01574 \text{ m}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$\text{L} = 16 \text{ ft} = 0,4064 \text{ m}$$

$$\text{As}' = 0,1623 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Jumlah tube, } n_t = \frac{A}{As''}$$

$$n_t = \frac{136,03 \text{ m}^2}{\frac{0,1623 \text{ ft}^2}{\text{ft}} \times 16 \text{ ft} \times (0,3048 \text{ m/ft})^2} = 563 \text{ buah}$$

4. Blower – 02 (BL – 02)

Tugas : Mengalirkan udara ke dalam *boiler* (B – 01)

Jenis : Blower sentrifugal

Menghitung kebutuhan udara :

Udara yang diperlukan 25 % berlebih setara dengan 17,4 kg udara/kg bahan bakar,
maka kebutuhan udara

$$= 17,4 \text{ kg udara/kg bahan bakar} \times 540,15 \text{ kg/jam}$$

$$= 9.398,56 \text{ kg udara/jam}$$

$$\text{Kapasitas blower} = 9.398,56 \text{ kg/jam}$$

$$= 71,05 \text{ lb/menit}$$

$$\text{Re (compression ratio)} = 1,1 \text{ (darai 1,05 – 7, Ulrich hal. 120)}$$

$$\text{Tekanan masuk (P}_1\text{)} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan keluar (P}_2\text{)} = 1,1 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu masuk (T}_1\text{)} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 303,15 \text{ K}$$

$$= 111,60 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$= 571,60 \text{ R}$$

Data termodinamika :

BM udara = 28,8 kg/kmol

$$k = C_p/C_v = 1,4$$

Head Blower (W)

$$\begin{aligned} W &= \frac{1,545}{\text{BM}} \left(\frac{k}{k-1} \cdot T_1 \cdot \left[\text{Re}^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \right) \\ &= \frac{1,545}{28,8} \left(\frac{1,4}{1,4-1} \cdot 571,60 \cdot \left[1,1^{\frac{1,4-1}{1,4}} - 1 \right] \right) \\ &= 12,1418 \text{ ft/stage} \end{aligned}$$

Gas Horse Power (GHP)

$$\text{GHP} = \frac{W_b \left(\frac{\text{lb}}{\text{min}} \right) \cdot W}{33.000 \cdot \epsilon_B}$$

Efisiensi blower (ϵ_B) adalah berkisar 70-80 % (Ludwig, Vol. 3), diambil nilai efisiensi 75 %.

$$\text{GHP} = \frac{71,05 \frac{\text{lb}}{\text{min}} \cdot 12,1418 \frac{\text{ft}}{\text{stage}}}{33.000 \cdot 75 \%}$$

$$\text{GHP} = 0,035 \text{ Hp}$$

Power Motor

Dianggap efisiensi motor = 80 %.

$$\begin{aligned} \text{Power motor} &= \frac{0,035 \text{ Hp}}{80 \%} \\ &= 0,044 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dipakai motor standar NEMA = 0,5 Hp.

UNIT PENYEDIAAN UDARA TEKAN

Udara tekan diperlukan untuk penggerak instrumen-instrumen pengendali. Kebutuhan udara tekan adalah :

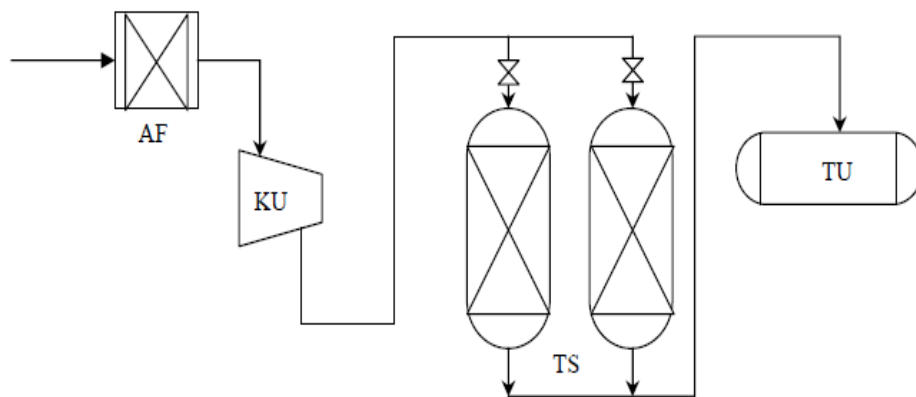
Jumlah instrumen pengendali = 12 buah

Setiap instrumen membutuhkan = 2 m³ udara tekan

$$\text{Kebutuhan total} = 12 \times 2 \text{ m}^3 = 24 \text{ m}^3$$

Over design 20 %

$$\text{Kebutuhan udara tekan} = 24 \text{ m}^3 \times 120 \% = 28,8 \text{ m}^3$$



Gambar Utilitas – 12. Unit Penyediaan Udara Tekan

Keterangan :

AF = Air filter

KU = Kompresor udara

TS = Tangki Silika

TU = Tangki Udara

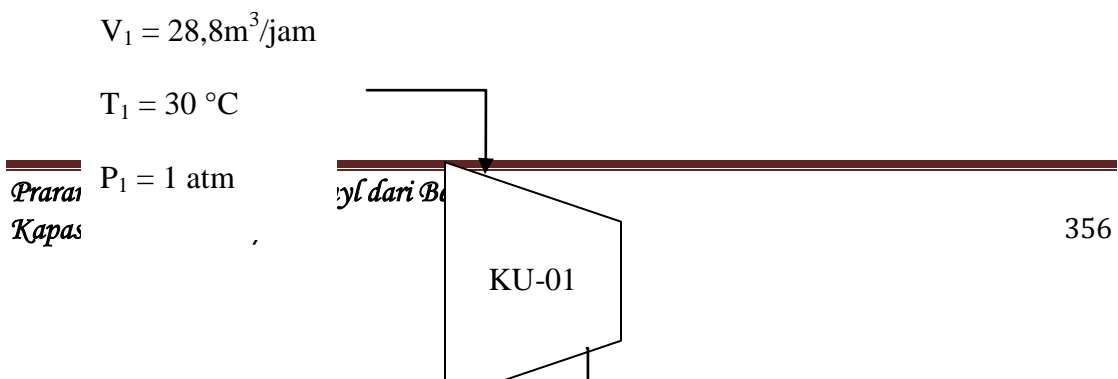
Uraian proses :

Udara lingkungan diambil dan dilewatkan pada penyaringan udara (*air filter*) untuk menyaring debu-debu yang terikut. Udara bersih dilewatkan kompresor untuk mengubah tekanannya menjadi 4 atm. Udara tekan ini dilewatkan pada tangki silika untuk diserap uap air yang terbawa, sehingga menjadi udara kering. Udara kering dengan tekanan 4 atm disimpan dalam tangki udara tekan.

1. Kompresor Udara (KU – 01)

Tugas : Menekan udara sebanyak 28,8 m³/jam dari tekanan 1 atm menjadi 4 atm.

Jenis : Kompresor sentrifugal



Gambar Utilitas – 13. Kompresor Udara (KU – 01)

$$\text{Kapasitas kompresor} = 28,8 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\rho \text{ udara pada } 30 \text{ }^\circ\text{C} = 1,17 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Kapasitas kompresor} = 28,8 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1,17 \text{ kg/m}^3$$

$$= 33,70 \text{ kg/jam}$$

$$= 0,25 \text{ lb/menit}$$

Data termodinamika :

$$\text{BM udara} = 28,8 \text{ kg/kmol}$$

$$k = C_p/C_v = 1,4$$

$$\text{Re (Compression ratio)} = 4 \text{ (dari } 1,05 - 7, \text{ Ulrich hal } 120).$$

$$\text{Tekanan masuk (P}_1\text{)} = 1 \text{ atm}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan keluar (P}_2\text{)} &= 4 \text{ atm} \\
 \text{Suhu masuk (T}_1\text{)} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} \\
 &= 303,15 \text{ K} \\
 &= 111,60 \text{ }^\circ\text{F} \\
 &= 571,60 \text{ R} \\
 \text{Suhu keluar (T}_2\text{)} &= T_1 \cdot Re^{\frac{k-1}{k}} \\
 &= 44,58 \text{ }^\circ\text{C} \\
 &= 317,73 \text{ K} \\
 &= 137,84 \text{ }^\circ\text{F} \\
 &= 597,84 \text{ R}
 \end{aligned}$$

Head Compressor (W)

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1,545}{\text{BM}} \left(\frac{k}{k-1} \cdot T_1 \cdot \left[Re^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \right) \\
 &= \frac{1,545}{28,8} \left(\frac{1,4}{1,4-1} \cdot 597,84 \cdot \left[1,1^{\frac{1,4-1}{1,4}} - 1 \right] \right) \\
 &= 4.073,1215 \text{ ft/stage}
 \end{aligned}$$

Gas Horse Power (GHP)

$$\text{GHP} = \frac{Wb \left(\frac{\text{lb}}{\text{min}} \right) \cdot W}{33.000 \cdot \epsilon_B}$$

Efisiensi blower (ϵ_B) adalah berkisar 70-80 % (Ludwig, Vol. 3), diambil nilai efisiensi 75 %.

$$\text{GHP} = \frac{0,2547 \frac{\text{lb}}{\text{min}} \cdot 4.037,1215 \frac{\text{ft}}{\text{stage}}}{33.000 \cdot 75 \%}$$

$$\text{GHP} = 0,0419 \text{ Hp}$$

Power Motor

Dianggap efisiensi motor = 80 %.

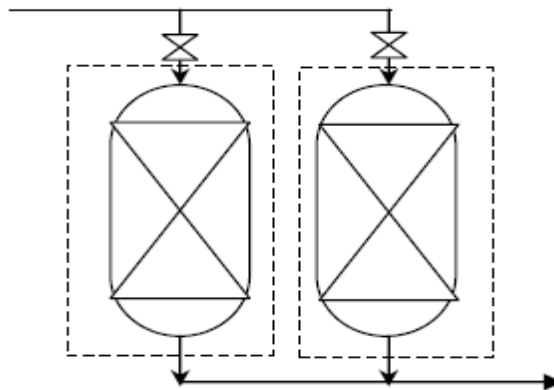
$$\begin{aligned} \text{Power motor} &= \frac{0,0419 \text{ Hp}}{80 \%} \\ &= 0,0524 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dipakai motor standar NEMA = 0,5 Hp.

2. Tangki Silika (TU – 10)

Tugas : Menyerap uap air yang terbawa oleh udara tekan.

Jenis : Tangki silinder vertikal diisi dengan silika.



Gambar Utilitas – 14. Tangki Silika (TU – 10)

Data :

Suhu masuk udara = 30 °C.

Kelembaban relatif udara masuk = 0,03 kg H₂O/kg udara kering.

Kelembaban relatif yang diinginkan untuk udara keluar = 0,018 H₂O/kg udara kering.

Kecepatan massa udara = 33,70 kg/jam.

a. Massa silika dalam tangki

Dirancang tangki silika dapat bekerja selama 1 minggu sebelum regenerasi.

1) Massa uap yang diserap :

$$\begin{aligned}
 m \text{ H}_2\text{O} &= \text{Kecepatan udara masuk} \times (\text{humiditas in} - \text{humiditas out}) \\
 &\quad \times \text{waktu kerja} \\
 &= 33,70 \text{ kg/jam} \times (0,03 - 0,01) \times (24 \text{ jam/1 hari}) \\
 &\quad \times (7 \text{ hari/1 minggu}) \\
 &= 113,22 \text{ kg/minggu}
 \end{aligned}$$

2) Massa Silika

$$\text{Massa silika} = \frac{\text{massa H}_2\text{O}}{\text{kemampuan silika}}$$

Kemampuan penyerapan silika = 0,35 – 0,5 kg air/kg silika (tabel 16-5,

Perry 8th ed, 2008).

$$\text{Massa silika} = \frac{7,77158 \text{ kg air}}{0,02 \text{ kg air/kg silika}} = 388,5793 \text{ kg silika}$$

3) Volume Silika

$$\text{Densitas silika} = 1200 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume silika} = \frac{\text{massa silika}}{\text{densitas silika}}$$

$$\text{Volume silika} = \frac{388,579 \text{ kg}}{1200 \text{ kg/m}^3} = 0,323 \text{ m}^3$$

b. Menghitung ukuran tangki

Volume tangki, $V_t = \text{volume silika}$

$$V_t = 0,1002 \text{ m}^3$$

Dirancang rasio = 1

$$H = D$$

$$\frac{\pi D^2}{4} H = V_t$$

$$\frac{\pi D^2}{4} D = V_t$$

$$D = \sqrt{\left(\frac{4V_t}{2\pi}\right)}$$

$$D = \sqrt{\left(\frac{4 \times 0,1002 \text{ m}^3}{3,14}\right)} = 0,503 \text{ m}$$

Dipakai diameter, $D = 0,58 \text{ m}$

$$\text{Tinggi tangki, } H = D$$

$$H = 0,58 \text{ m}$$

$$V \text{ fabrikasi} = \frac{\pi}{4} D^2 H$$

$$= \frac{3,14}{4} \times (0,58 \text{ m})^2 \times (0,58 \text{ m})$$

$$= 0,15 \text{ m}^3$$

$$\text{Over design} = \frac{V \text{ fabrikasi} - V_t}{V_t} \times 100\%$$

$$= \frac{0,1531 \text{ m}^3 - 0,1002 \text{ m}^3}{0,1002 \text{ m}^3} \times 100\%$$

$$= 52,87 \%$$

Kesimpulan :

Massa silika = 226,44 kg

Volume tangki, V_t = 0,15 m³

Diameter tangki, D_t = 0,58 m

Tinggi tangki, H_t = 0,58 m

Bahan konstruksi = baja karbon

Jumlah = 2 buah

3. Tangki Udara Tekan (TU – 11)

Tugas : Menampung udara tekan

Jenis : Tangki silinder horisontal



Gambar Utilitas – 15. Tangki Udara Tekan (TU – 11)

Data :

Suhu = 44,58 °C

Tekanan = 4 atm

Kecepatan umpan = 28,8 m³/jam

a. Volume Tangki

Waktu tinggal adalah 15 menit.

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, } V_t &= 28,8 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,25 \text{ jam} \\ &= 1,1245 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b. Ukuran Alat

Rasio antara panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5 (Wallas, S.M., “*Chemical Process Equipment Selection and Design*”, *Rule of Thumbs*, halaman XVIII, bagian *Vessels*).

Dirancang, rasio = 3

$$\frac{\pi D^2}{4} L = V_t$$

$$\frac{\pi D^2}{4} 3D = V_t$$

$$D = \sqrt{\left(\frac{4V_t}{3\pi}\right)} \quad D = \sqrt{\left(\frac{4 \times 7,2 \text{ m}^3}{3 \times 3,14}\right)} = 1,4511 \text{ m}$$

Dipakai diameter, $D = 1,66 \text{ m}$

$$\begin{aligned} \text{Panjang tangki, } L &= D \times 3 \\ &= 1 \text{ m} \times 3 \\ L &= 3 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Menghitung Over Design

$$\begin{aligned} V \text{ fabrikasi} &= \frac{\pi}{4} D^2 L \\ &= \frac{3,14}{4} \times (1,66 \text{ m})^2 \times (4,98 \text{ m}) \\ &= 10,8 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Over design} &= \frac{V \text{ fabrikasi} - V_t}{V_t} \times 100\% \\ &= \frac{10,8 \text{ m}^3 - 7,2 \text{ m}^3}{7,2 \text{ m}^3} \times 100\% \\ &= 49,62 \% \end{aligned}$$

Kesimpulan :

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, } V_t &= 10,8 \text{ m}^3 \\ \text{Diameter tangki, } D_t &= 1,66 \text{ m} \\ \text{Tinggi tangki, } H_t &= 4,98 \text{ m} \\ \text{Bahan konstruksi} &= \text{baja karbon} \end{aligned}$$

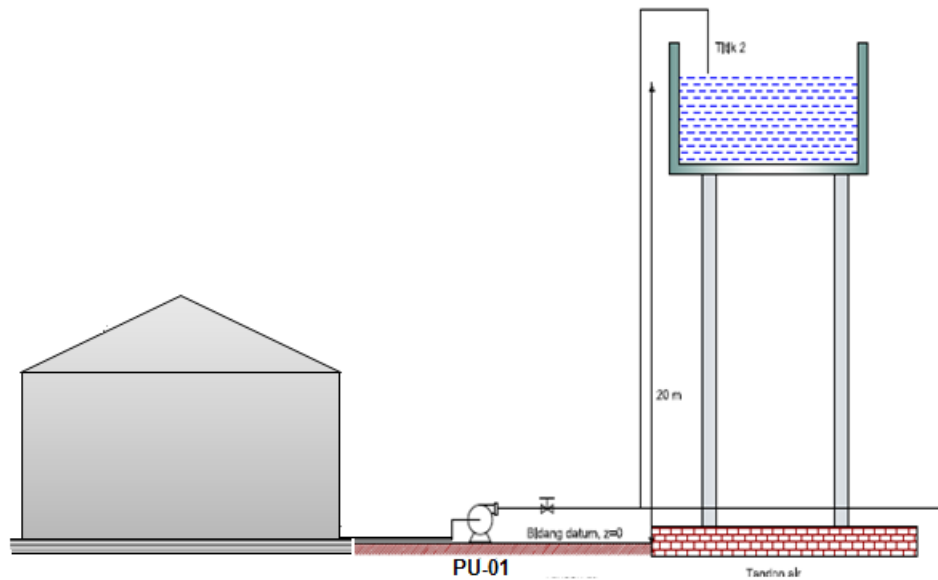
Jumlah = 1 buah

POMPA UTILITAS - 01 (PU-01)

Tugas : Mengalirkan air sebanyak 6387,0114 kg/jam dari tangki penampungan Air Bersih menuju basin dan deaerator.

Jenis alat : Pompa sentrifugal

Sketsa pompa :



Gambar Utilitas – 16. Sketsa Pompa Utilitas – 01

Data :

Suhu, $T = 303,15 \text{ K} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$

Bahan yang dipompa : air, dengan kecepatan massa = $6387,0114 \text{ kg/jam}$

Rapat massa, $\rho_1 = 995,65 \text{ kg/m}^3$

Viskositas, $\mu = 0,7 \text{ cP}$

Titik datum berada di permukaan tanah.

Titik 1 berada di pipa pengeluaran Tangki Air Bersih (TU-01), sehingga :

Tekanan *suction head*, $P_1 = 1,01325 \text{ bar} = 1 \text{ atm} = 1,0332 \text{ kg/cm}^2$

Suction head, $z_1 = 0,5 \text{ m}$

Kecepatan linear, $v_1 \sim 0 \text{ m/s}$ (kecepatan penurunan permukaan air pembelian).

Titik 2 discharge berada pada ujung pipa masuk Tangki Deklorinasi (TU-02)

Tekanan *discharge head*, $P_2 = 1,01325 \text{ bar} = 1 \text{ atm}$

Tinggi *discharge head*, $z_2 = 20 \text{ m}$

Langkah perhitungan :

1. Menghitung kapasitas pompa
2. Menghitung ukuran pipa
3. Menghitung head pompa
4. Menghitung kecepatan spesifik
5. Menghitung daya penggerak poros
6. Menentukan motor standar

1. Menghitung Kapasitas Pompa

Q_1 = kecepatan volume fluida yang dipompa

Pada suhu $T = 303,15 \text{ K}$

$$\text{Kapasitas pompa, } Q_1 = \frac{6387,01 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \left(\frac{1 \text{ jam}}{3.600 \text{ s}} \right)}{995,65 \text{ kg/m}^3} = 0,00178 \text{ m}^3/\text{s}$$

2. Menghitung Ukuran Pipa

- a. Ukuran pipa optimum

Dihitung dengan persamaan :

$Di_{opt} = 0,363 Q_l^{0,45} \rho_l^{0,13}$ (Peters and Timmerhaus, 2003, "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", 4th ed., halaman 501).

Dengan hubungan :

Di_{opt} : Diameter pipa optimum (m)

Q_l : Kecepatan volume fluida (m^3/s)

ρ_l : Rapat massa fluida (kg/m^3)

Rapat massa fluida di pompa :

$$\rho_l = 995,65 \text{ kg/m}^3$$

$$Di_{opt} = 0,363 \times (0,00178)^{0,45} \times (995,65)^{0,13}$$

$$= 0,05153 \text{ m} \times \frac{\text{in}}{0,0254 \text{ m}}$$

$$Di_{opt} = 2,0289 \text{ in}$$

b. Pipa standar

Dipilih berdasarkan tabel 10-22 Perry, R.H., "Chemical Engineering Handbook", halaman 10-79.

Nominal pipe size, in	Outside diameter, in	Schedule no.	Wall thickness, in	Inside diameter, in	Cross-sectional area		Circumference, ft, or surface, ft ² /ft of length		Capacity at 1-ft/s velocity		Weight of plain-end pipe, lb/ft
					Metal, in ²	Flow, ft ²	Outside	Inside	U.S. gal/min	lb/h water	
1	1.315	5S	.065	1.185	.255	.00768	.344	.310	3.449	1725	0.87
		10S	.109	1.097	.413	.00656	.344	.287	2.946	1473	1.40
		40ST, 40S	.133	1.049	.494	.00600	.344	.275	2.690	1345	1.68
		80XS, 80S	.179	0.957	.639	.00499	.344	.250	2.240	1120	2.17
		160	.250	0.815	.836	.00362	.344	.213	1.625	812.5	2.84
		XX	.358	0.599	1.076	.00196	.344	.157	0.875	439.0	3.66
1¼	1.660	5S	.065	1.530	0.326	.01277	.435	.401	5.73	2865	1.11
		10S	.109	1.442	0.531	.01134	.435	.378	5.09	2545	1.81
		40ST, 40S	.140	1.380	0.668	.01040	.435	.361	4.57	2285	2.27
		80XS, 80S	.191	1.278	0.881	.00891	.435	.335	3.99	1995	3.00
		160	.250	1.160	1.107	.00734	.435	.304	3.29	1645	3.76
		XX	.382	0.896	1.534	.00438	.435	.235	1.97	985	5.21
1½	1.900	5S	.065	1.770	0.375	.01709	.497	.463	7.67	3835	1.28
		10S	.109	1.682	0.614	.01543	.497	.440	6.94	3465	2.09
		40ST, 40S	.145	1.610	0.800	.01414	.497	.421	6.34	3170	2.72
		80XS, 80S	.200	1.500	1.069	.01225	.497	.393	5.49	2745	3.63
		160	.281	1.338	1.429	.00976	.497	.350	4.38	2190	4.86
		XX	.400	1.100	1.885	.00660	.497	.288	2.96	1480	6.41

Gambar Utilitas – 17. Tabel Data Pipa Standar

Dipilih 3 in NPS, 40ST, 40S

Diameter luar, OD : 3,5 in x (0,0254 m/in) = 0,0889 m

Diameter dalam, ID : 3,068 in x (0,0254 m/in) = 0,0779 m

$$\begin{aligned}
 \text{Luas penampang pipa, } A_p &= \frac{\pi \cdot \text{ID}^2}{4} \\
 &= \frac{3,14 \times (0,0779\text{m})^2}{4} \\
 &= 0,0048 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

3. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V^2}{2g} + hf + H_{man} = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V^2}{2g}$$

Dengan hubungan :

- g : Percepatan gravitasi normal (m/s^2)
- h_f : Head karena friksi (m)
- H_{man} : Head pompa (m)
- P_1 : Tekanan pada titik 1 (bar)
- P_2 : Tekanan pada titik 2 (bar)
- V_1 : Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)
- V_2 : Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)
- Z_1 : Elevasi titik 1 (m)
- Z_2 : Elevasi titik 2 (m)

Head karena friksi

Dihitung dengan persamaan :

$$h_f = \frac{f(L + \Sigma L_e)V^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

Dengan hubungan :

- f : Faktor friksi
- ID : Diameter dalam pipa (m)
- L : Panjang pipa lurus (m)
- L_e : Panjang ekivalen (m)
- V : Kecepatan linear fluida (m/s)

a. Bahan konstruksi

Dipilih : Baja komersial

Kekasaran pipa, $e = 0,00015 \text{ ft}$ (White, "Fluid Mechanics", ed. IV, halaman 349).

$$e = 0,00015 \text{ ft} \times (0,3048 \text{ m/ft}) = 0,00004572 \text{ m}$$

Material	Condition	ϵ		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	± 60
	Stainless, new	0.000007	0.002	± 50
	Commercial, new	0.00015	0.046	± 30
	Riveted	0.01	3.0	± 70
Iron	Rusted	0.007	2.0	± 50
	Cast, new	0.00085	0.26	± 50
	Wrought, new	0.00015	0.046	± 20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	± 40
Brass	Asphalted cast	0.0004	0.12	± 50
	Drawn, new	0.000007	0.002	± 50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	± 60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	± 60
	Rough	0.007	2.0	± 50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	± 60
Wood	Stave	0.0016	0.5	± 40

Gambar Utilitas – 18. Tabel Data Kekasaran Pipa

b. Kekasaran relatif

$$\frac{\epsilon}{ID} = \frac{0,00004572 \text{ m}}{0,0779 \text{ m}} = 0,00059$$

c. Kecepatan linear

$$V = \frac{Q_l}{A_p} = \frac{0,00178 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,0048 \text{ m}^2} = 0,37236 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

d. Viskositas

$$\mu_1 = 0,0007 \text{ kg/m.s}$$

e. Bilangan Reynold

$$\text{Re} = \frac{\rho_1 \text{ ID } v}{\mu_1}$$

Dengan hubungan :

ID : Diameter dalam (m)

Re : Bilangan Reynold

V : Kecepatan linear fluida (m/s)

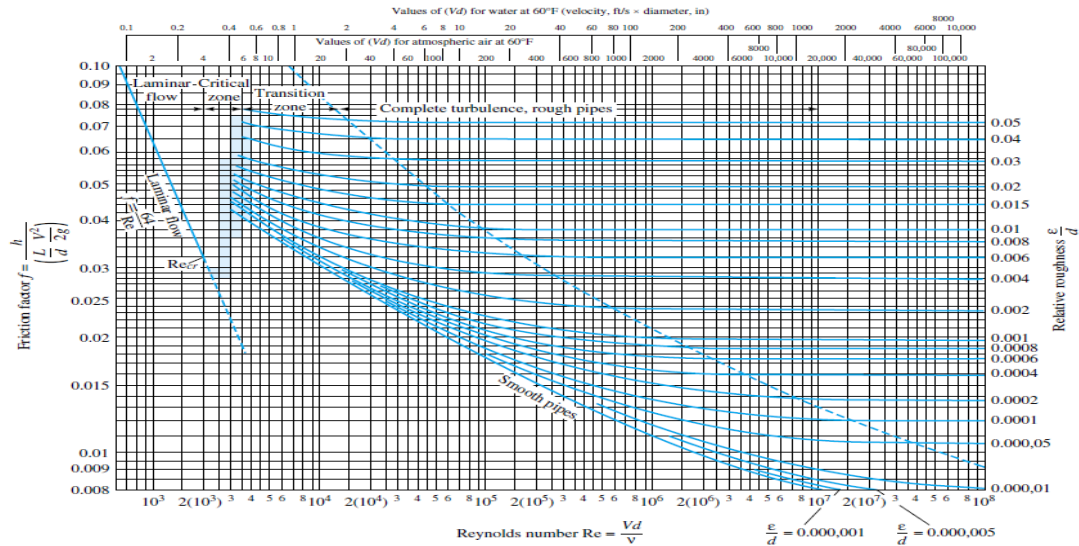
μ_1 : Viskositas fluida (kg/ms)

$$\text{Re} = \frac{995,65 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,0779 \text{ m} \times 0,65 \text{ m/s}}{0,0007 \text{ kg/m.s}} = 41411$$

f. Faktor friksi

Diperoleh dari diagram Moody (White, "Fluid Mechanics", ed IV, halaman 349).

$$f = 0,0209$$



Gambar Utilitas – 19. Grafik Faktor Friksi

Rencana pemipaan

Pipa lurus (L) = 400 m

Panjang ekivalen (Ludwig, 2001, *“Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants”*, ed III, vol I, halaman 87).

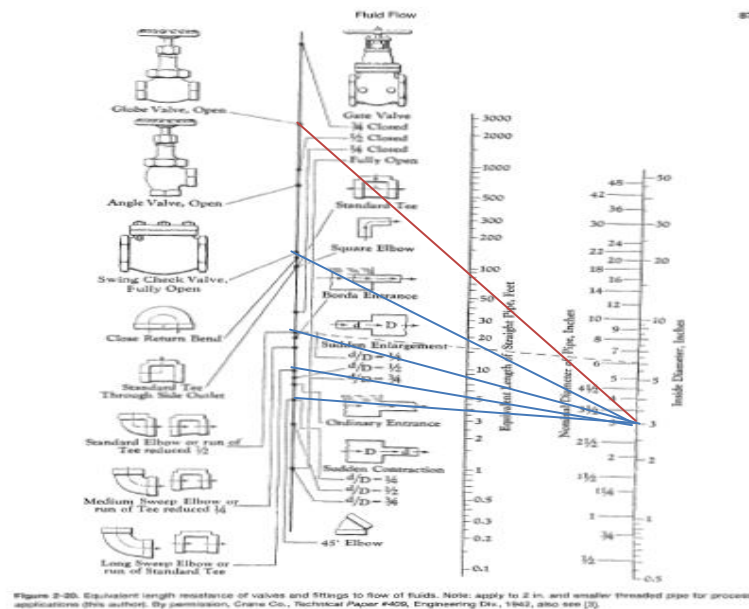
Tabel Utilitas – 04. Perhitungan Panjang Ekivalen

$$L + \Sigma Le = 400 \text{ m} + 91,44 \text{ m} = 491,44 \text{ m}$$

Perihal	Le (ft)	jumlah	Σle (ft)	Σle (m)
kontraksi	4	1	4	1,2192
Elbow	9	10	90	27,432
Valve	90	2	180	54,864
check valve	17	1	17	5,1816
ekspansi	19	0	0	0
T joint	9	1	9	2,7432
Total			291	91,44

Percepatan gravitasi, $g = 9,8 \text{ m/s}^2$

$$\text{Head karena friksi, } h_f = \frac{0,02 \times 491,44 \text{ m} \times (0,65 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 0,0779 \text{ m}} = 2,94 \text{ m}$$



Gambar Utilitas – 20. Panjang Ekuivalen

g. Rapat massa

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho_1 \times g \\ &= 995,65 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \end{aligned}$$

$$\gamma = 9.796,57 \text{ N/m}^3$$

h. Head pompa

Head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\gamma} = \frac{(1,01325 \text{ bar} - 1,01325 \text{ bar}) \times \left(\frac{10^5 \text{ N}}{\text{m}^2 \text{ bar}}\right)}{9.796,57 \text{ N/m}^3} = 0$$

Head potensial

$$z_2 - z_1 = 20 \text{ m} - (-1) \text{ m} = 21 \text{ m}$$

Head kinetik

$$\frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} = \frac{(0,65 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2 - (0 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} = 0,00707 \text{ m}$$

Head pompa

$$H_{\text{man}} = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + (z_2 - z_1) + \left(\frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} \right) + h_f$$

$$H_{\text{man}} = 0 \text{ m} + 19,5 \text{ m} + 0,022 \text{ m} + 2,94 \text{ m}$$

$$H_{\text{man}} = 22,06 \text{ m}$$

Net Positive Suction Head (NPSH)

a. NPSH yang tersedia (NPSH_A)

NPSH_A dapat dihitung dengan persamaan 3-10 Ludwig, 2001, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", ed III, vol I, (2001), halaman 190.

$$\text{NPSH}_A = Z_1 + (P_a - P_v) \cdot \left(\frac{1}{U} \right) - h_{sl}$$

Keterangan :

P_a : Tekanan operasi (bar)

P_v : Tekanan uap murni (bar)

Z1 : Elevasi *suction head* (m)

U : Rapat berat (*wight density*) (N/m³)

h_{sl} : Head friksi pada daerah hisap (m)

Menentukan head friksi pada daerah hisap (h_{s1})

$$h_{sl} = \frac{f \cdot (L + L_e)_{\text{suction}} \cdot V^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

Panjang pipa lurus, L = 2 m

Panjang ekuivalen

Tabel Utilitas – 05. Perhitungan Panjang Ekuivalen Suction

Perihal	Le (ft)	jumlah	Σle (ft)	Σle (m)
kontraksi	4	1	4	1,2192
Elbow	9	1	9	2,7432
Valve	90	1	90	27,432
check valve	17	0	0	0
ekspansi	19	0	0	0
Total			103	31,3944

$$L + \Sigma Le = 2 \text{ m} + 31,3944 \text{ m} = 33,3944 \text{ m}$$

$$\text{Head karena friksi, } h_{sl} = \frac{0,02 \times 33,3944 \text{ m} \times (0,65 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 0,0779 \text{ m}} = 0,19 \text{ m}$$

Tekanan uap fluida, pada T = 303,15 K

$$P_v = 0,04246 \text{ bar (steam table)} = 0,0419 \text{ atm} = 0,0433 \text{ kg/cm}^2$$

$$NPSH_A = 0,5 \text{ m} + (1,01325 - 0,0425) \text{ bar} \times \frac{10^5 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{9796,6 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}} \times -0,19 \text{ m}$$

$$NPSH_A = 8,84 \text{ m}$$

- b. NPSH yang diperlukan ($NPSH_R$)

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} \cdot (Q)^{\frac{2}{3}}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putaran (rpm)

Q : Kapasitas pompa (m^3/menit)

Q = $0,003 \text{ m}^3/\text{s} = 0,2 \text{ m}^3/\text{menit}$

$$NPSH_R = \left(\frac{950 \text{ rpm}}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} \cdot (0,2 \text{ m}^3/\text{menit})^{\frac{2}{3}}$$

$$NPSH_R = 0,3 \text{ m}$$

NPSH yang tersedia ($NPSH_A$) > NPSH yang diperlukan ($NPSH_R$), maka tidak terjadi kavitasi.

4. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$N_s = \frac{N\sqrt{Q_1}}{(g \cdot H_{\text{man}})^{\frac{3}{4}}}$$

(Karrassik, I.J., 2001, "Pumps Handbook", ed III, Mc Graw Hill, halaman 1.5)

Dengan hubungan :

g : Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

- H_{man} : Head pompa (m)
- N : Kecepatan putar (rad/s)
- N_s : Kecepatan spesifik (antara 0,1 sampai 1 rad)
- Q_i : Kapasitas pompa (m^3/s)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, 2001, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", ed III, vol 3, halaman 624.

Table 14-2
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles Rpm		Standard Horsepower	
	50	60	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	same
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	as
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	above
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

rpm = $\frac{120 \text{ (frequency)}}{\text{no. poles}}$

Gambar Utilitas – 21. Tabel Data Kecepatan Perputaran

Dipilih kecepatan putar = 3000 rotasi/menit

Faktor slip = 5 % (prediksi)

Rpm = 3.000 rotasi/menit x 95,00 % = 2850 rotasi/menit

$N = 2850 \frac{\text{rotasi}}{\text{menit}} \times \frac{\text{menit}}{60s} \times \frac{2\pi \text{rad}}{\text{rotasi}} = 99,4848 \text{ rad/s}$

$$N_s = \frac{99,4838 \frac{\text{rad}}{\text{s}} \times \sqrt{0,003 \text{ m}^3/\text{s}}}{\left(9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times (22,46 \text{ m})\right)^{0,75}} = 0,22309 \text{ rad}$$

5. Menghitung Daya Penggerak Poros

Dihitung dengan persamaan :

$$P_o = \frac{Q_i \gamma H_{\text{man}}}{\text{eff}}$$

Dengan hubungan :

P_o : Daya penggerak poros (watt)

Q_i : Kapasitas pompa (m^3/s)

γ : Rapat massa (N/m^3)

H_{man} : Head pompa (m)

eff : Efisiensi pompa

Efisiensi pompa

Diperoleh dari fig 10.63 Towler and Sinnott, 2008, "Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design", halaman 625.

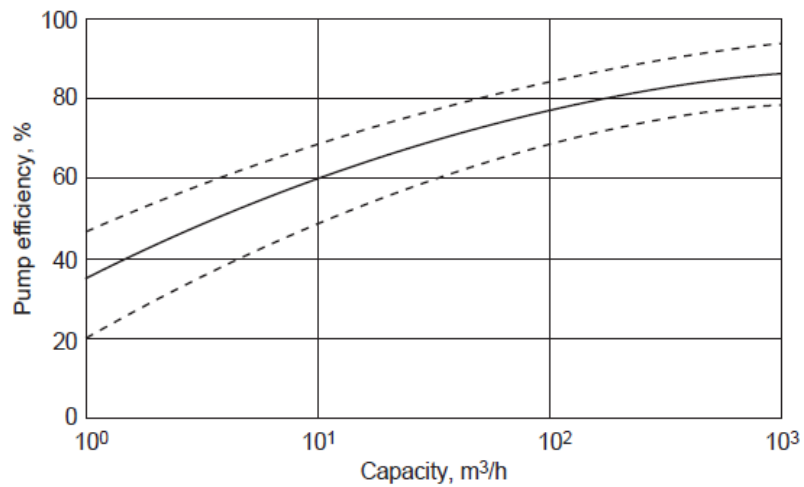


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Gambar Utilitas – 22. Grafik Efisiensi Pompa

Untuk kapasitas, $Q_1 = 0,00178 \text{ m}^3/\text{s} \times (3600 \text{ s/jam}) = 6,3934 \text{ m}^3/\text{jam}$

Diperoleh eff = 75 %

Daya penggerak poros :

$$P_o = \frac{0,00178 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \times 9796,57 \frac{\text{N}}{\text{m}^3} \times 22,46 \text{ m}}{75 \%} = 511,36996 \text{ watt}$$

6. Menentukan Motor Standar

Efisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 Peters and Timmerhaus, 1991, "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", 4th ed., halaman 521.

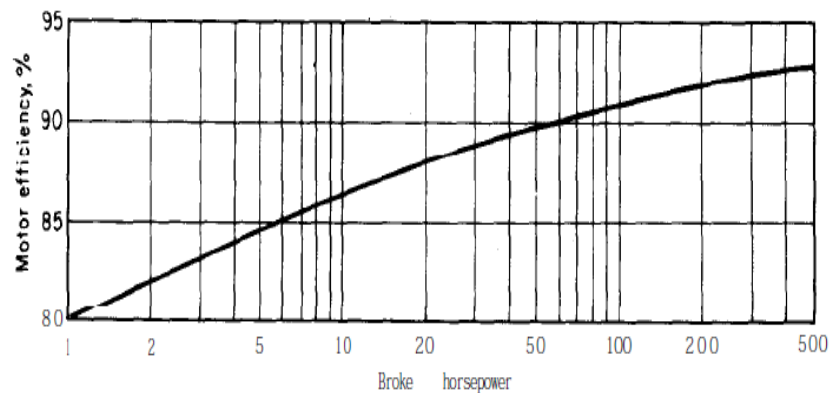


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

Gambar Utilitas – 23. Grafik Efisiensi Motor Standar

Daya yang diperlukan = $511,48 \text{ watt} \times (1,341 \times 10^{-3} \text{ hp/watt}) = 0,685 \text{ Hp}$

Efisiensi motor = 83 %

Daya motor yang diperlukan = $\frac{0,658 \text{ hp}}{83\%} = 0,83 \text{ hp}$

Motor standar dipilih motor induksi.

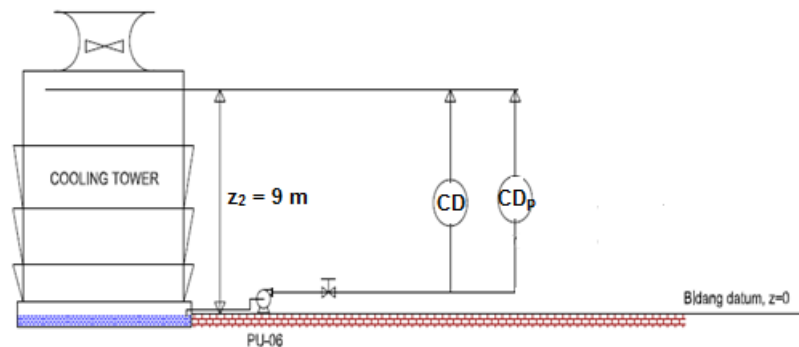
Daya : 2 Hp (Ludwig, 2001, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", ed. III, vol III, halaman 628).

POMPA UTILITAS – 02 (PU-02)

Tugas : Mendistribusikan air sebanyak 34243,1174 kg/jam dari dasar Menara Pendingin - 01 (CT-01) ke puncak Menara Pendingin – 01 (CT-01).

Jenis alat : Pompa sentrifugal

Sketsa pompa :



Gambar Utilitas – 27. Sketsa Pompa Utilitas – 03

Data :

Suhu, $T = 303,15 \text{ K} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$

Bahan yang dipompa : air, dengan kecepatan massa = 34243,1174 kg/jam

Rapat massa, $\rho_1 = 995,65 \text{ kg/m}^3$

Viskositas, $\mu = 0,7 \text{ cP}$

Titik datum berada di pipa pengeluaran pada dasar Menara Pendingin (CT-01)

Tekanan *suction head*, $P_1 = 1,01325 \text{ bar} = 1 \text{ atm} = 1,0332 \text{ kg/cm}^2$

Suction head, $z_1 = 0 \text{ m}$

Kecepatan linear, $v_1 \sim 0 \text{ m/s}$ (kecepatan penurunan permukaan air pembelian).

Titik 2 discharge berada pada ujung pipa masuk Menara Pendingin (CT-01)

Tekanan *discharge head*, $P_2 = 1,01325 \text{ bar} = 1 \text{ atm}$

Tinggi *discharge head*, $z_2 = 9 \text{ m}$

Langkah perhitungan :

1. Menghitung kapasitas pompa
2. Menghitung ukuran pipa
3. Menghitung head pompa
4. Menghitung kecepatan spesifik
5. Menghitung daya penggerak poros
6. Menentukan motor standar

1. Menghitung Kapasitas Pompa

Q_1 = kecepatan volume fluida yang dipompa

Pada suhu $T = 303,15 \text{ K}$

$$\text{Kapasitas pompa, } Q_1 = \frac{72.660,15 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \left(\frac{1 \text{ jam}}{3.600 \text{ s}}\right)}{995,65 \text{ kg/m}^3} = 0,01 \text{ m}^3/\text{s}$$

2. Menghitung Ukuran Pipa

a. Ukuran pipa optimum

Dihitung dengan persamaan :

$$D_{i_{\text{opt}}} = 0,363 Q_1^{0,45} \rho_1^{0,13} \quad (\text{Peters and Timmerhaus, 2003, "Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 4}^{\text{th}} \text{ ed., halaman 501}).$$

Dengan hubungan :

$D_{i_{\text{opt}}}$: Diameter pipa optimum (m)

Q_1 : Kecepatan volume fluida (m^3/s)

ρ_1 : Rapat massa fluida (kg/m^3)

Rapat massa fluida di pompa :

$$\rho_1 = 995,65 \text{ kg/m}^3$$

$$D_{i_{\text{opt}}} = 0,363 \times (0,02)^{0,45} \times (995,65)^{0,13}$$

$$= 0,15 \text{ m} \times \frac{\text{in}}{0,0254 \text{ m}}$$

$$D_{i_{\text{opt}}} = 4,3195 \text{ in}$$

b. Pipa standar

Dipilih berdasarkan tabel 10-22 Perry, R.H., "Chemical Engineering Handbook", halaman 10-79.

Dipilih 8 in NPS, 40ST, 40S

Diameter luar, OD : 8,63 in x (0,0254 m/in) = 0,2192 m

Diameter dalam, ID : 8,40 in x (0,0254 m/in) = 0,2133 m

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang pipa, } A_p &= \frac{\pi ID^2}{4} \\ &= \frac{3,14 \times (0,2133 \text{ m})^2}{4} \\ &= 0,0357 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

3. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2g} + hf + H_{man} = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2g}$$

Dengan hubungan :

g : Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

hf : Head karena friksi (m)

H_{man} : Head pompa (m)

P_1 : Tekanan pada titik 1 (bar)

P_2 : Tekanan pada titik 2 (bar)

V_1 : Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

V_2 : Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Z_1 : Elevasi titik 1 (m)

Z_2 : Elevasi titik 2 (m)

Head karena friksi

Dihitung dengan persamaan :

$$h_f = \frac{f(L + \Sigma L_e)V^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

Dengan hubungan :

f : Faktor friksi

ID : Diameter dalam pipa (m)

L : Panjang pipa lurus (m)

L_e : Panjang ekivalen (m)

V : Kecepatan linear fluida (m/s)

a. Bahan konstruksi

Dipilih : Baja komersial

Kekasaran pipa, e = 0,00015 ft (White , "Fluid Mechanics",
halaman349).

$$e = 0,00015 \text{ ft} \times (0,3048 \text{ m/ft}) = 0,00004572 \text{ m}$$

b. Kekasaran relatif

$$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0,00004572 \text{ m}}{0,2133 \text{ m}} = 0,0002$$

c. Kecepatan linear

$$V = \frac{Q_1}{A_p} = \frac{0,02 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,0357 \text{ m}^2} = 1,149 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

d. Viskositas

$$\mu_l = 0,0007 \text{ kg/m.s}$$

e. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho_l ID v}{\mu_l}$$

Dengan hubungan :

ID : Diameter dalam (m)

Re : Bilangan Reynold

V : Kecepatan linear fluida (m/s)

μ_l : Viskositas fluida (kg/ms)

$$Re = \frac{995,65 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,2133 \text{ m} \times 0,56 \text{ m/s}}{0,0007 \text{ kg/m.s}} = 168479$$

f. Faktor friksi

Diperoleh dari diagram Moody (White , "Fluid Mechanics", ed IV, halaman 349).

$$f = 0,01886$$

Rencana pemipaan

Pipa lurus, $L = 500$ m

Panjang ekivalen (Ludwig, 2001, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", ed III, vol I, halaman 87).

Tabel Utilitas – 08. Perhitungan Panjang Ekivalen

Perihal	Le (ft)	jumlah	Σle (ft)	Σle (m)
kontraksi	6	5	30	9.144
Elbow	6	6	36	10.9728
Valve	150	6	900	274.32
check valve	39	1	39	11.8872
ekspansi	4	5	20	6.096
T joint	4	2	8	2.4384
HE	7	2	14	4.2672
Total			1025	314.858

$$L + \Sigma Le = 500 \text{ m} + 314,858 \text{ m} = 814,858 \text{ m}$$

Percepatan gravitasi, $g = 9,8 \text{ m/s}^2$

$$\text{Head karena friksi, } h_f = \frac{0,0174 \times 814,858 \text{ m} \times (0,056 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 0,2133 \text{ m}} = 1,09 \text{ m}$$

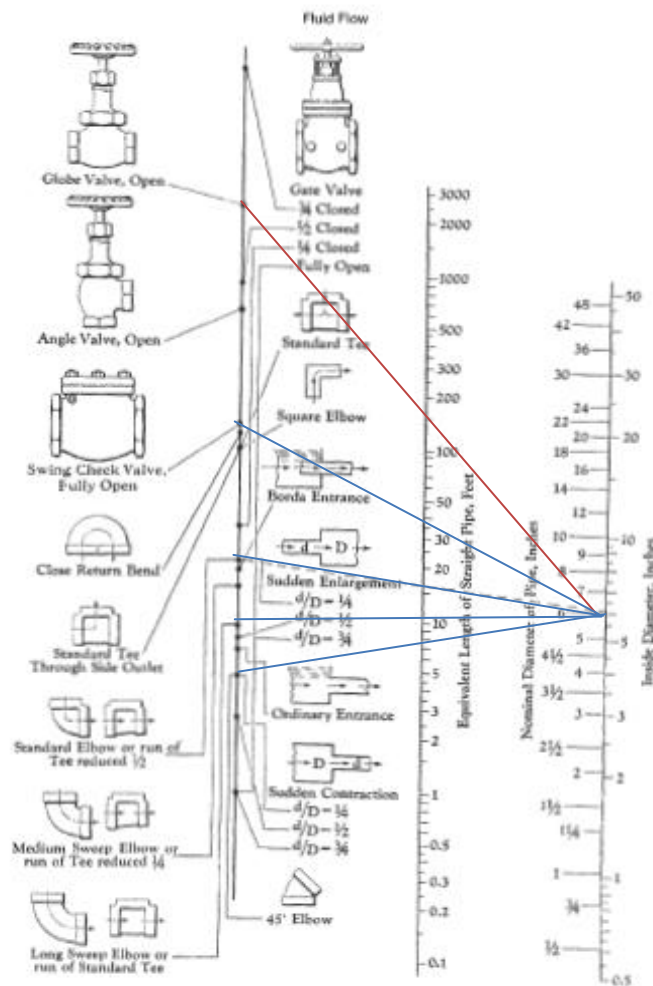


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., Technical Paper #409, Engineering Div., 1947, also see [3].

Gambar Utilitas – 28. Panjang Ekivalen

g. Rapat berat (*Weight density*)

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho_1 \times g \\ &= 995,65 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ \gamma &= 9790,37 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

h. Head pompa

Head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\gamma} = \frac{(1,01325 \text{ bar} - 1,01325 \text{ bar}) \times \left(\frac{10^5 \text{ N}}{\text{m}^2 \text{ bar}}\right)}{9757,37 \text{ N/m}^3} = 0$$

Head potensial

$$z_2 - z_1 = 13 \text{ m} - 0 \text{ m} = 13 \text{ m}$$

Head kinetik

SAMPAI SINI

$$\frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} = \frac{\left(0,56 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2 - \left(0 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} = 0,0016 \text{ m}$$

Head pompa

$$H_{\text{man}} = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + (z_2 - z_1) + \left(\frac{V_2^2 - V_1^2}{2g}\right) + h_f$$

$$H_{\text{man}} = 0 \text{ m} + 9 \text{ m} + 0,016 \text{ m} + 1,09 \text{ m}$$

$$H_{\text{man}} = 10,11 \text{ m}$$

Net Positive Suction Head (NPSH)

a. NPSH yang tersedia (NPSH_A)

NPSH_A dapat dihitung dengan persamaan 3-10 Ludwig, 2001, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", ed III, vol I, halaman 190.

$$NPSH_A = Z_1 + (P_a - P_v) \cdot \left(\frac{1}{\rho}\right) - h_{s1}$$

Keterangan :

P_a : Tekanan operasi (bar)

P_v : Tekanan uap murni (bar)

Z_1 : Elevasi *suction head* (m)

ρ : Rapat berat (*wight density*) (N/m^3)

h_{s1} : Head friksi pada daerah hisap (m)

Menentukan head friksi pada daerah hisap (h_{s1})

$$h_{s1} = \frac{f \cdot (L + L_e)_{\text{suction}} \cdot V^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

Panjang pipa lurus, $L = 10$ m

Panjang ekivalen

Tabel Utilitas – 09. Perhitungan Panjang Ekivalen *Suction*

Perihal	Le (ft)	Jumlah	Σle (ft)	Σle (m)
kontraksi	6	1	6	1,8288
Elbow	6	1	6	1,8288
Valve	150	1	150	45,72
check valve	39	0	0	0
ekspansi	4	0	0	0
Total			162	49,3776

$$L + \Sigma Le = 10\text{m} + 49,378\text{ m} = 59,378\text{ m}$$

$$\text{Head karena friksi, } h_{s1} = \frac{0,02 \times 59,378\text{ m} \times (0,56\text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 0,2133\text{ m}} = 0,079\text{ m}$$

Tekanan uap fluida, pada $T = 303,15 \text{ K}$

$$P_{\text{uap}} = 0,04246 \text{ bar (steam table)} = 0,0419 \text{ atm} = 0,0433 \text{ kg/cm}^2$$

$$\text{NPSH}_A = 0 \text{ m} + (1,0332 - 0,0433) \text{ bar} \times \frac{10^5 \text{ N/m}^2 \text{ bar}}{9.757,37 \text{ N/m}^2} - 0,0877 \text{ m}$$

$$\text{NPSH}_A = 9,86 \text{ m}$$

b. NPSH yang diperlukan (NPSH_R)

$$\text{NPSH}_R = \left(\frac{N}{1200} \right)^4 \cdot (Q)^{\frac{2}{3}}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putaran (rpm)

Q : Kapasitas pompa (m^3/menit)

$$Q = 0,02 \text{ m}^3/\text{s} = 1,2 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$\text{NPSH}_R = \left(\frac{950 \text{ rpm}}{1200} \right)^4 \cdot (1,2 \text{ m}^3/\text{menit})^{\frac{2}{3}}$$

$$\text{NPSH}_R = 0,97 \text{ m}$$

NPSH yang tersedia (NPSH_A) > NPSH yang diperlukan (NPSH_R), maka tidak terjadi kavitasi.

4. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$N_s = \frac{N\sqrt{Q}}{(g \cdot H_{\text{man}})^{\frac{3}{4}}}$$

(Karrassik, I.J., 2001, "Pumps Handbook", ed III, Mc GrawHill, halaman 1.5)

Dengan hubungan :

g : Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

H_{man} : Head pompa (m)

N : Kecepatan putar (rad/s)

N_s : Kecepatan spesifik (antara 0,1 sampai 1 rad)

Q_1 : Kapasitas pompa (m^3/s)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, 2001, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", ed III, vol 3, halaman 624.

Dipilih kecepatan putar = 1.000 rotasi/menit

Faktor slip = 5 % (prediksi)

Rpm = 1.000 rotasi/menit x 95,00 % = 950 rotasi/menit

$N = 950 \frac{\text{rotasi}}{\text{menit}} \times \frac{\text{menit}}{60\text{s}} \times \frac{2\pi\text{rad}}{\text{rotasi}} = 99,4838 \text{ rad/s}$

$N_s = \frac{99,4838 \frac{\text{rad}}{\text{s}} \times \sqrt{0,02 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}}{(9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times (10,11 \text{ m})^{3/4}} = 0,45 \text{ rad}$

5. Menghitung Daya Penggerak Poros

Dihitung dengan persamaan :

$$P_o = \frac{Q_1 \gamma H_{\text{man}}}{\text{eff}}$$

Dengan hubungan :

eff : Efisiensi pompa

H_{man} : Head pompa (m)

Q_1 : Kapasitas pompa (m^3/s)

P_o : Daya penggerak poros (watt)

γ : Rapat berat (N/m^3)

Efisiensi pompa

Diperoleh dari fig 10.63 Towler and Sinnott, 2008, “*Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design*”, halaman 625.

Untuk kapasitas, $Q_1 = 0,02 \text{ m}^3/\text{s} \times (3600 \text{ s/jam}) = 72,73 \text{ m}^3/\text{jam}$

Diperoleh eff = 85 %

Daya penggerak poros :

$$P_o = \frac{0,02 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \times 9757,37 \frac{\text{N}}{\text{m}^3} \times 10,11 \text{ m}}{85 \%} = 2.346,04 \text{ watt}$$

6. Menentukan Motor Standar

Efisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 Peters and Timmerhaus, 1991, “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*”, 4th ed., halaman 521.

Daya yang diperlukan = $2.346,04 \text{ watt} \times (1,341 \times 10^{-3} \text{ hp/watt})$
 = 3,146 Hp

Effisiensi motor = 83 %

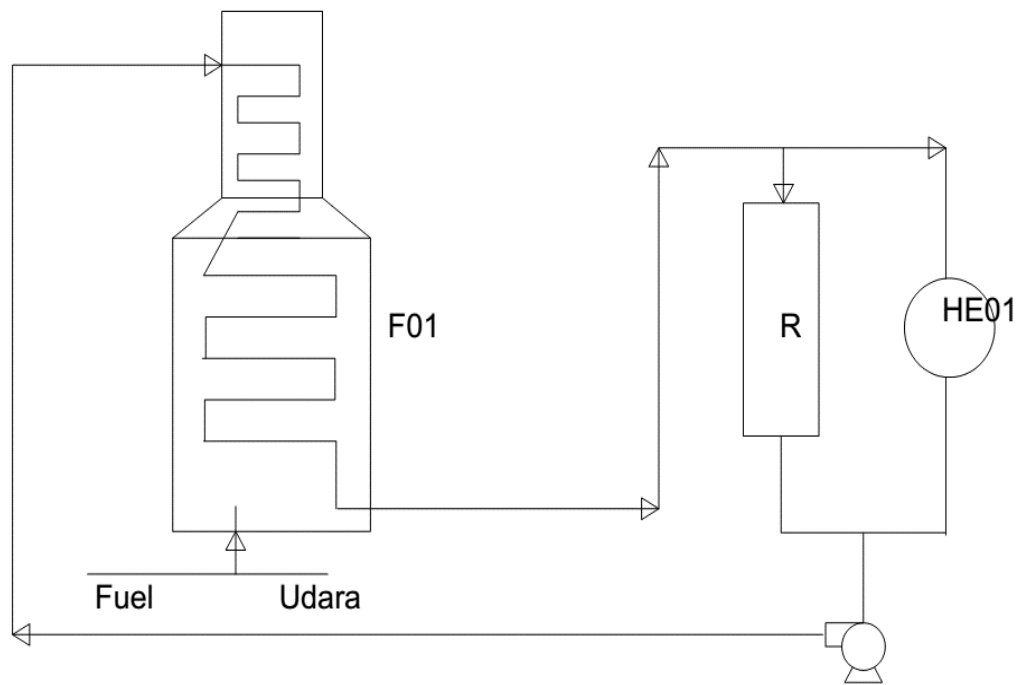
$$\text{Daya} = \frac{3,146 \text{ hp}}{83 \%} = 3,79 \text{ hp}$$

Motor standar dipilih motor induksi

Daya : 5 Hp (Ludwig, 2001, "*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*", vol III, halaman 628).

UNIT HITEC

Tugas : memulihkan suhu garam *Hitec* setelah digunakan sebagai media pemanas.



Gambar Utilitas – 16. Unit *Hitec*

Garam *Hitec* digunakan sebagai media pemanas pada :

Reaktor R-01 = 10.000,00 kg/jam

Heater = 7.905,99 kg/jam

----- (+)

Total = 17.905,99 kg/jam

Garam *Hitec* sebanyak 17.905,99 kg/jam dipanaskan kedalam furnace dan didistribusikan kembali .

FURNACE

Tugas : mengembalikan suhu hitec sebanyak 17.905,99 kg/jam

Jenis alat : Furnace

Data :

Suhu masuk *Hitec* (T_1) : 564,2 K

Suhu Keluar *Hitec*(T_2) : 660 K

Tekanan : 1,5 bar

Kecepatan *massa Hitech* : 17.905,99 kg/jam

Kapasitas panas (C_p) : 2,75 kJ/kg.K

Bahan bakar

Jenis bahan bakar : *Fuel oil*

Nilai bahan bakar : 42.856,9694 kJ/kg

(fig 24.1, perry 8th ed)

Densitas *fuel oil*, ρ = 981,957 kg/m³

Efisiensi pembakaran : 90%

Langkah perhitungan :

1. Menghitung beban panas
2. Menghitung bahan bakar yang diperlukan

3. Menghitung ukuran pipa dan jumlah pipa

1. Beban panas

Dihitung dengan persamaan :

$$Q_t = Q_s$$

Dengan hubungan :

Q_s = beban panas untuk menaikkan suhu (kJ/jam)

Q_t = beban panas untuk penguapan (kJ/jam)

Q_s = massa Hitec x cp Hitec (T₂-T₁)

$$\begin{aligned} Q_s &= 17.905,99 \text{ kg/jam} \times 2,75 \text{ kJ/kgK} (660 \text{ K} - 564,2 \text{ K}) \\ &= 4.716.115,4 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

2. Bahan bakar yang diperlukan

Berat molekul fuel oil (C₁₀H₂₂) = 142 kg/kgmol.

$$\text{Kecepatan volume Fuel Oil} = \frac{4.716.115,4 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{90\% \times 42.865,97 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} = 137,55 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

3. Ukuran pipa

a. Ukuran pipa

Dipilih 2,5 in NPS, 40 ST, 40 S

$$\text{Diameter luar, OD} : 2,875 \text{ in} \times (0,0254 \text{ m/in}) = 0,0730 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam, ID} : 2,469 \text{ in} \times (0,0254 \text{ m/in}) = 0,0627 \text{ m}$$

$$\text{Luas permukaan luar, } a'' = \pi \cdot \text{OD} = 0,2294 \text{ m}^2/\text{m}$$

$$\text{Panjang pipa, L} = 16 \text{ ft} \times (0,3048 \text{ m/ft}) = 0,4064 \text{ m}$$

b. Luas perpindahan kalor yang diperlukan

Dihitung berdasarkan Flux panas (Kern, D.Q.)

$$\text{Fluk panas} = 3.000 \text{ Btu/jam.ft}^2 \times 0,252 \text{ kkal/Btu} \times 4.184 \text{ kJ/kkal} \times$$

$$1\text{ft}/0,3048 \text{ m}$$

$$= 81.375,16 \text{ kJ/m}^2\text{jam}$$

$$A = \frac{4.716.115 \text{ kJ/jam}}{81.375,16 \text{ kJ/m}^2\text{jam}} = 57,96 \text{ m}^2$$

$$\text{Jumlah pipa yang diperlukan, npipa} = \frac{A}{a''L} = \frac{57,96\text{m}^2}{0,2294 \text{ m}^2 \times 0,4064 \text{ m}} = 621$$

4. Ringkasan hasil

Tugas : mengembalikan suhu hitec sebanyak 17.905,99 kg/jam

Jenis alat : Furnace

Data :

Suhu masuk *Hitec* (T_1) : 564,2 K

Suhu Keluar *Hitec* (T_2) : 660 K

Tekanan : 1,5 bar

Kecepatan *massa Hitech* : 17.905,99 kg/jam

Jenis bahan bakar : *Fuel oil*

Ukuran pipa	: 2,5 in NPS, 40 ST, 40 S
Diameter luar, OD	: 2,875 in = 0,0730 m
Diameter dalam, ID	: 2,469 in = 0,0627 m
Panjang pipa , L	: 16 ft = 0,4064 m

KEBUTUHAN LISTRIK

Kebutuhan listrik dari peralatan proses dan utilitas :

Kebutuhan listrik dari alat proses :

Tabel Utilitas – 12. Kebutuhan Listrik

No	alat	hp	kW
1	Pompa P01	5	3,729
2	Pompa P02	5	3,729
3	Pompa P03	0,75	0,559
4	Pompa P04	0,5	0,373
5	Pompa P05	0,5	0,373
7	PompaPU01	2	1.491
8	PompaPU02	5	5.593
9	PompaPU03	5	5.593
10	BC 01	0,5	0,373
11	BE 01	0,5	0,373
12	KompersorK1	0,5	0,373
13	Fan	7,5	5,593
14	Blower	0,5	0,373
	Total	33,75	25,17

- a. Kebutuhan listrik total
= 33,75 Hp
- b. Angka keamanan diambil 10 %, sehingga dibutuhkan listrik
= 33,75 Hp × 10 %
= 37,125 Hp
- c. Kebutuhan listrik untuk instrumentasi dan kontrol adalah diperkirakan 5 % dari kebutuhan listrik dan alat proses dan utilitas
= 33,75 Hp × 5 %
= 1,69 Hp
- d. Kebutuhan listrik untuk laboratorium, rumah tangga, perkantoran dan lain-lain adalah diperkirakan sebesar 25 % dari kebutuhan alat proses dan utilitas
= 33,75 Hp × 25 %
= 8,44 Hp
- e. Kebutuhan listrik total
= 37,125 Hp + 1,69 Hp + 8,44 Hp
= 47,25 Hp

Faktor daya diperkirakan sebesar 80 %, oleh karena itu disediakan daya :

$$= \frac{47,25 \text{ Hp}}{80 \%}$$

$$= 59,06 \text{ Hp}$$

$$= 44,04 \text{ kW}$$

Energi listrik sebesar ini diperoleh dari membeli PLN sebesar 80 kW, namun juga disediakan generator untuk cadangan berkeuatan 100 kW, jika sewaktu-waktu listrik padam atau pasokan listrik kurang.

Generator

Fungsi : Membangkitkan listrik sebagai cadangan untuk keperluan proses, utilitas dan umum.

Jenis alat : Generator bahan bakar solar dan turbin gas.

Spesifikasi generator :

Tegangan (V) = 220 volt

Daya yang dibangkitkan (P) = 100 kW

= 360.000 kJ/jam

Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan = No. 1 fuel oil, 41,5 °API (tabel 2.6, Perry 8th ed, 2008).

Densitas *fuel oil*, $\rho = 981,95 \text{ kg/m}^3$

Nilai NHV (*Net Heating Value*) = 151.000 BTU/gal (fig. 24.1, Perry 8th ed, 2008).

= 42.083.700 kJ/m³

= 42.856,97 kJ/kg

Efisiensi pembakaran 70 – 80 %, diambil efisiensi sebesar 80 %.

Kebutuhan Bahan Bakar

Asumsi listrik mati 5 jam per minggu, maka

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan daya} &= 360.000 \text{ kJ/jam} \times 5 \text{ jam} \times (52 \text{ minggu/1 tahun}) \\ &= 93.600.000 \text{ kJ/tahun}\end{aligned}$$

$$\text{Kebutuhan bahan bakar} = \frac{Q_t}{\text{eff} \times \text{NHV}}$$

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan bahan bakar} &= \frac{93.600.000 \text{ kJ/tahun}}{80 \% \times 42.856,97 \text{ kJ/kg}} \\ &= 2.730 \text{ kg/tahun} \\ &= 2,78 \text{ m}^3/\text{tahun}\end{aligned}$$

Tangki Bahan Bakar Generator (TU – 12)

Tugas : Menyimpan bahan bakar untuk generator

Jenis : Tangki silinder horisontal

Kebutuhan bahan bakar diesel = 2.730 kg/tahun

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan selama 1 bulan} &= 2.730 \text{ kg/tahun} \times \frac{1 \text{ tahun}}{52 \text{ minggu}} \times \frac{4 \text{ minggu}}{1 \text{ bulan}} \\ &= 210 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\text{Volume bahan bakar} = \frac{210 \text{ kg}}{981,96 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0,2139 \text{ m}^3$$

a. Volume Tangki

V_t = volume bahan bakar

$$V_t = 0,2139 \text{ m}^3$$

b. Ukuran Alat

Rasio antara panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5 (Wallas, S.M., “*Chemical Process Equipment Selection and Design*”, *Rule of Thumbs*, halaman XVIII, bagian *Vessels*).

Dirancang, rasio = 3

$$\frac{\pi D^2}{4} L = V_t$$

$$\frac{\pi D^2}{4} 3D = V_t$$

$$D = \sqrt{\left(\frac{4V_t}{3\pi}\right)}$$

$$D = \sqrt{\left(\frac{4 \times 0,2139 \text{ m}^3}{3 \times 3,14}\right)} = 0,4484 \text{ m}$$

Dipakai diameter, D = 0,5 m

Panjang tangki, L = D x 3
= 0,5 m x 3

$$L = 1,5 \text{ m}$$

c. Menghitung Volume Tangki Fabrikasi dan *Over Design*

$$\begin{aligned}V \text{ fabrikasi} &= \frac{\pi}{4} D^2 L \\&= \frac{3,14}{4} \times (0,5 \text{ m})^2 \times (1,5 \text{ m}) \\&= 0,29 \text{ m}^3 \\ \text{Over design} &= \frac{V \text{ fabrikasi} - V_t}{V_t} \times 100\% \\&= \frac{0,29 \text{ m}^3 - 0,21 \text{ m}^3}{0,21 \text{ m}^3} \times 100\% \\&= 37,65 \%\end{aligned}$$

Kesimpulan :

Volume tangki, V_t	= 0,21 m ³
Diameter tangki, D_t	= 0,5 m
Tinggi tangki, H_t	= 1,5 m
Bahan konstruksi	= baja karbon
Jumlah	= 1 buah

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi pabrik Biphenil dari Benzene dilakukan untuk mengetahui kelayakan pabrik dengan indikator *Pay Out Time* (POT), *Return On Investment* (ROI), *Discounted Cash Flow* (DCF), *Break Even Point* (BEP) dan *Shut Down Point* (SDP). Evaluasi ekonomi tersebut meliputi penentuan harga alat, investasi, biaya operasi, dan analisis kelayakan.

Harga alat pabrik ditentukan dengan pendekatan harga alat menggunakan :

$$E_x = E_y \left(\frac{N_x}{N_y} \right) \quad (\text{Aries – Newton, 1955})$$

Dengan hubungan :

E_x : Harga alat pada tahun x

E_y : Harga alat pada tahun y

N_x : Indeks harga pada tahun x

N_y : Indeks harga pada tahun y

Faktor pendukung evaluasi ekonomi antara lain :

1. Harga alat diambil dari majalah *Chemical Engineering* tahun 2008, Peters dan Timmerhaus, “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*”, 1991, 4th ed., halaman 163, dan www.che.com antara lain :
 - a. CEP Index 1955 = 184
 - b. CEP Index 2016 = 698,1

2. Nilai Rupiah

Kurs Dollar Januari 2016, US\$ 1 = Rp. 13.451,- (sumber: www.bi.go.id)

Harga dalam Dollar dibulatkan dalam satuan terdekat.

3. Upah Buruh

a. Buruh Asing = US\$ 20 / man hour

b. Buruh Lokal = Rp. 20.000,- / man hour

4. Kemampuan Kerja

Kemampuan kerja tenaga asing : tenaga Indonesia = 2 : 1

Jumlah tenaga kerja asing : tenaga kerja Indonesia = 5 : 95

A. Fixed Capital Investment (FC)

*Prarancangan Pabrik Biphenyl dari Benzene
Kapasitas 10.000 ton/tahun*

1. Menghitung *Physical Plant Cost* (PPC) Alat Proses

Purchased Equipment Cost (PEC) :

Tabel Ekonomi – 01. Alat Proses

No.	Nama Alat	Kode Alat	Harga Satuan \$	Jumlah Alat	Harga Total \$
1.	Reaktor	R-01	90,782.23	1	90,782.23
2.	Vaporizer	VP-01	4,027.88	1	4,027.88
3.	Menara Distilasi	MD-01	17,041.03	1	17,041.03
4.	Separator - 01	SP-01	6,816.41	1	6,816.41
5.	Separator - 02	SP-02	12,393.48	1	12,393.48
6.	Condensor - 01	CD-01	2,168.86	1	2,168.86
7.	Akumulator	ACC-01	3,563.13	1	3,563.13
8.	Condensor - 02	CD-02	2,106.89	1	2,106.89
9.	Reboiler	RB-01	37,180.43	1	37,180.43
10.	Priling Tower	PR-01	4,182.80	1	4,182.80
11.	Heat Exchanger	HE-01	8,365.60	1	8,365.60
12.	Silo	SL-01	8,675.43	1	8,675.43
13.	Blower	BL-01	9,734.00	1	9,734.00
14.	Tangki – 01	T-01	154,918.48	2	309,836.96
15.	Pompa – 01	P-01	1,549.18	2	3,098.37
16.	Pompa – 02	P-02	867.54	2	1,735.09
17.	Pompa – 03	P-03	774.59	2	1,549.18
18.	Pompa – 04	P-04	960.49	2	1,920.99
19.	Pompa – 05	P-05	681.64	2	1,363.28
20.	Belt Conveyor	BC-01	4,957.39	1	4,957.39
21.	Bucket Elevator	BE-01	2,013.94	1	2,013.94
Total					533,513

a. Harga alat sampai di tempat

1.) Harga alat (PEC) = US\$ 533,513

2.) Ongkos impor (10% PEC) = US\$ 53,351

3.) Pajak masuk (10% PEC) = Rp. 647.098.372,-

4.) Transport ke lokasi (5% PEC)= Rp. 323.549.189,-

5.) Harga alat sampai di tempat = US\$ 586,865 + Rp. 970.647.558,-

b. Instalasi Alat

1.) Material (11% PEC) = US\$ 58,686

2.) Upah buruh (32% PEC) = US\$ 170,724

3.) Alokasi dana untuk upah buruh :

$$\text{Asing} = 5 \% \times \text{US\$ } 170,724 = \text{US\$ } 8,536$$

$$\text{Lokal} = 95\% \times \frac{\text{US\$ } 170,724}{\text{US\$ } 50/\text{manhr asing}} \times \frac{2 \text{ manhr lokal}}{1 \text{ manhr asing}}$$

$$\times \text{Rp. } 20.000,-/\text{manhr lokal}$$

$$= \text{Rp. } 324.376.132,-$$

c. Instrumentasi dan Kontrol

1.) Material (12% PEC) = US\$ 64,022

2.) Upah buruh (3% PEC) = US\$ 16,005

3.) Alokasi dana untuk upah buruh :

$$\text{Asing} = 5 \% \times \text{US\$ } 16,005 = \text{US\$ } 800$$

$$\text{Lokal} = 95\% \times \frac{\text{US\$ } 16,005}{\text{US\$ } 50/\text{manhr asing}} \times \frac{2 \text{ manhr lokal}}{1 \text{ manhr asing}}$$

$$\times \text{Rp. } 20.000,-/\text{manhr lokal}$$

$$= \text{Rp. } 30.410.262,-$$

d. Pemipaan

$$1.) \text{ Material (49\% PEC)} = \text{US\$ } 261,422$$

$$2.) \text{ Upah buruh (37\% PEC)} = \text{US\$ } 197,399$$

3.) Alokasi dana untuk upah buruh :

$$\text{Asing} = 5\% \times \text{US\$ } 197,399 = \text{US\$ } 9,870$$

$$\text{Lokal} = 95\% \times \frac{\text{US\$ } 197,399}{\text{US\$ } 50/\text{manhr asing}} \times \frac{2 \text{ manhr lokal}}{1 \text{ manhr asing}}$$

$$\times \text{Rp. } 20.000,-/\text{manhr lokal}$$

$$= \text{Rp. } 375.059.902,-$$

e. Instalasi Isolasi

$$1.) \text{ Material (3\% PEC)} = \text{US\$ } 16,005$$

$$2.) \text{ Upah buruh (5\% PEC)} = \text{US\$ } 26,676$$

3.) Alokasi dana untuk upah buruh :

$$\text{Asing} = 5\% \times \text{US\$ } 147.990 = \text{US\$ } 26,676$$

$$\text{Lokal} = 95\% \times \frac{\text{US\$ } 26,676}{\text{US\$ } 50/\text{manhr asing}} \times \frac{2 \text{ manhr lokal}}{1 \text{ manhr asing}}$$

$$\times \text{Rp. } 20.000,-/\text{manhr lokal}$$

$$= \text{Rp. } 50,683,771,-$$

f. Instalasi Listrik

$$1.) \text{ Material (10\% PEC)} = \text{US\$ } 53,352$$

$$2.) \text{ Upah buruh (5\% PEC)} = \text{US\$ } 26,676$$

3.) Alokasi dana untuk upah buruh :

$$\text{Asing} = 5 \% \times \text{US\$ } 26,676 = \text{US\$ } 1,334$$

$$\text{Lokal} = 95\% \times \frac{\text{US\$ } 26,676}{\text{US\$ } 50/\text{manhr asing}} \times \frac{2 \text{ manhr lokal}}{1 \text{ manhr asing}}$$

$$\times \text{Rp. } 20.000,- / \text{manhr lokal}$$

$$= \text{Rp. } 50.683.771,-$$

Tabel Ekonomi – 02. Ringkasan Hasil PPC Alat Proses

Perihal	\$	Rp.
Harga alat sampai di tempat	586,865	970.647.559
Instalasi	229,411	
Instrumentasi dan control	80,027	
Pemipaan	458,822	
Instalasi isolasi	42,681	
Instalasi listrik	80,027	
Total PPC alat proses	1,477,832	970.647.559

2. Menghitung PPC Bangunan dan Tanah

Asumsi : Harga bangunan = Rp. 1.750.000,- / m²

 Harga tanah = Rp. 2.000.000,- / m²

(Sumber : www.rumahdanproperti.com)

Tabel Ekonomi – 04. Bangunan

No.	Nama Bangunan	Jumlah	Luas	Harga Bangunan
-----	---------------	--------	------	----------------

			(m ²)	(Rp.)
1.	Gedung pertemuan	1	211	369.250.000
2.	Gedung kantor Utama	1	203	354.786.387
3.	Tempat Ibadah	1	81	142.554.150
4.	Gedung Klinik	1	67	117.250.000
5.	Gedung Kantin	1	67	117.250.000
6.	Gedung Laboratorium	1	41	71.750.000
7.	Gedung Bengkel	1	185	323.750.000
8.	Gedung Pemadam Kebakaran	1	79	138.250.000
9.	Gedung Logistik	1	129	225.750.000
10.	Pos Jaga	3	10	54.870.858
Total PPC Bangunan				1.915.461.396

Luas tanah pabrik = 10.010 m²

Harga tanah pabrik = Rp. 20.019.267.729,-

a. Menghitung PPC Utilitas

Tabel Ekonomi – 03. Alat Utilitas

No.	Nama Alat	Jumlah	Harga/Alat	Harga Total
			\$	\$
1.	Coling tower	1	23.624	23.624
2.	kation	2	6.000	12.000
3.	Anion	2	4.300	8.600
4.	Tangki H2SO4	1	800	800
5.	Tangki NaOH	1	800	800
6.	Tangki BFW	1	30.000	30.000
7.	Tangki Kondensat	1	6.000	6.000
8.	Tangki Na2HPO4.2H2O	1	2.000	2.000
9.	Boiler	1	267.740	267.740
10.	Tangki Bahan Bakar boiler	1	17.000	17.000
11.	Blower	1	9.734	9.734
12.	Kompresor Udara	1	101.272	101.272

13.	Tangki Silca	2	800	1.600
14.	Tangki Udara Tekan	1	6.000	6.000
15.	Generator	1	621	621
16.	Tangki B.B. Generator	1	1.000	1.000
17.	Pompa utilitas – 01	2	300	600
18.	Pompa utilitas – 02	2	650	1.300
19.	Pompa utilitas – 03	2	350	700
20.	Tangki Air Bersih	1	10.000	10.000
21.	Bak Rumah Tangga	1	10.000	10.000
22.	Tangki Klorinasi	1	7.000	7.000
Total				518,391

a. Harga alat sampai di tempat

- 1.) Harga alat (PEC) = US\$ 518,391
- 2.) Ongkos impor (10% PEC) = US\$ 51,839
- 3.) Pajak masuk (10% PEC) = Rp. 628.756.444,-
- 4.) Transport ke lokasi (5% PEC) = Rp. 314.378.222,-
- 5.) Harga alat sampai di tempat = US\$ 570,230 + Rp. 943.134.666,-

b. Instalasi

- 1.) Material (11% PEC) = US\$ 57,023
- 2.) Upah buruh (32% PEC) = US\$ 165,885
- 3.) Alokasi dana untuk upah buruh :

$$\text{Asing} = 5 \% \times \text{US\$ } 165,885 = \text{US\$ } 8,294$$

$$\text{Lokal} = 95\% \times \frac{\text{US\$ } 165,885}{\text{US\$ } 50/\text{manhr asing}} \times \frac{2 \text{ manhr lokal}}{1 \text{ manhr asing}}$$

$$\times \text{Rp. 20.000,-/manhr lokal}$$

$$= \text{Rp. 315.181.728,-}$$

c. Instrumentasi dan Kontrol

1.) Material (12% PEC) = US\$ 62,207

2.) Upah buruh (3% PEC) = US\$ 15,552

3.) Alokasi dana untuk upah buruh :

$$\text{Asing} = 5 \% \times \text{US\$ 15,552} = \text{US\$ 777,59}$$

$$\text{Lokal} = 95\% \times \frac{\text{US\$ 15,552}}{\text{US\$ 50/manhr asing}} \times \frac{2 \text{ manhr lokal}}{1 \text{ manhr asing}}$$

$$\times \text{Rp. 20.000,-/manhr lokal}$$

$$= \text{Rp. 29.548.287,-}$$

d. Pemipaan

1.) Material (49% PEC) = US\$ 254,012

2.) Upah buruh (37% PEC) = US\$ 25,919

3.) Alokasi dana untuk upah buruh :

$$\text{Asing} = 5 \% \times \text{US\$ 25,919} = \text{US\$ 9,591}$$

$$\text{Lokal} = 95\% \times \frac{\text{US\$ 25,919}}{\text{US\$ 50/manhr asing}} \times \frac{2 \text{ manhr lokal}}{1 \text{ manhr asing}}$$

$$\times \text{Rp. 20.000,-/manhr lokal}$$

$$= \text{Rp. 364.428.873,-}$$

e. Instalasi Isolasi

$$1.) \text{ Material (3\% PEC)} = \text{US\$ } 15,552$$

$$2.) \text{ Upah buruh (5\% PEC)} = \text{US\$ } 25,919$$

3.) Alokasi dana untuk upah buruh :

$$\text{Asing} = 5 \% \times \text{US\$ } 25,919 = \text{US\$ } 1,296$$

$$\text{Lokal} = 95\% \times \frac{\text{US\$ } 25,919}{\text{US\$ } 50/\text{manhr asing}} \times \frac{2 \text{ manhr lokal}}{1 \text{ manhr asing}}$$

$$\times \text{Rp. } 20.000,-/\text{manhr lokal}$$

$$= \text{Rp. } 49.247.145,-$$

f. Instalasi Listrik

$$1.) \text{ Material (10\% PEC)} = \text{US\$ } 51,839$$

$$2.) \text{ Upah buruh (5\% PEC)} = \text{US\$ } 25,919$$

3.) Alokasi dana untuk upah buruh :

$$\text{Asing} = 5 \% \times \text{US\$ } 25,919 = \text{US\$ } 1,296$$

$$\text{Lokal} = 95\% \times \frac{\text{US\$ } 25,919}{\text{US\$ } 50/\text{manhr asing}} \times \frac{2 \text{ manhr lokal}}{1 \text{ manhr asing}}$$

$$\times \text{Rp. } 20.000,-/\text{manhr lokal}$$

$$= \text{Rp. } 49.247.145,-$$

Tabel Ekonomi – 03. Ringkasan Hasil PPC Alat Utilitas

Perihal	\$	Rp.
---------	----	-----

Harga alat sampai di tempat	570.230	943.134.666
Instalasi	222.908	
Instrumentasi dan control	77.759	
Pemipaan	445.816	
Instalasi isolasi	41.471	
Instalasi listrik	77.759	
Total PPC alat utilitas	1.435.943	943.134.666

PPC Alat Proses = Rp. 970,647,558,- + US\$ 1,477,832

Bangunan = Rp. 1.915.461.396,-

Tanah = Rp. 20.019.267.726,-

PPC Alat Utilitas = Rp. 943.134.666,- + US\$ 1,435,943

+

Total PPC = Rp. 23.848.511.346,- + US\$ 2,913,775

b. *Direct Plant Cost (DPC)*

PPC = Rp. 23.848.511.346,- + US\$ 2,913,775

Engineering and Construction

(25% PPC) = Rp. 4.769.702.269,- + US\$ 582,755

+

DPC = Rp 28.618.213.615,- + US\$ 3,496,530

c. *Fixed Capital Investment (FC)*

DPC = Rp 28.618.213.615,- + US\$ 3,496,530

Contractor Fee (5% DPC) = Rp 1.430.910.681,- + US\$ 174,827

Contingency (15% DPC) = Rp 4.292.732.042,- + US\$ 524,480

FC = Rp. 34.341.856.338,- + US\$ 4,195,836

= Rp. 85.233.153.256,-

B. Biaya Produksi

Manufacturing Cost (MC)

1. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

a. Kebutuhan bahan baku

Tabel Ekonomi – 04. Bahan Baku

Komponen	Kebutuhan/tahun	Harga Beli/kg (Rp.)	Jumlah (Rp.)
C ₆ H ₆	11.471.490,43	18.194,-	208.706.561.098,-
Total			208.706.561.098,-

b. Kebutuhan bahan utilitas

Tabel Ekonomi – 05. Bahan Utilitas

Komponen	Kebutuhan (satuan/tahun)	Satuan	Harga Jual/Satuan (Rp.)	Jumlah (Rp.)
Air	91.810,78	m ³	8.000	734.486.248
Resin Kation	2.543,53	liter	11.000	27.978.827
Resin Anion	813,40	liter	12.000	9.760.778

H2SO4	2.700,86	kg	5.000	13.504.305
NaOH	864,28	kg	5.600	4.839.943
Silika	6.994,43	kg	8.000	55.955.419
Na2HPO4.2H2O	31.342,50	kg	2.000	62.685.000
Bahan Bakar	396.464,02	liter	6.500	2.577.016.161
garam Hitech	125.297,04	liter	9.000	1.127.673.326
Listrik	250.633,50	kWh	1.380	345.874.228
Total				4.959.774.234

(Sumber : www.sigmaaldrich.com)

c. Gaji karyawan dan *operating labor*

Tabel Ekonomi – 07. Gaji Karyawan dan *Operating Labor*

Jabatan	Jumlah	Gaji/bln per orang	Jumlah gaji, Rp/th
Jajaran Direksi		<i>Skripsi</i>	
Direktur Utama	1	30,000,000	360,000,000
Sekretaris Direktur Utama	2	7,500,000	180,000,000
Direktur Produksi	1	15,000,000	180,000,000
Sekretaris Direktur Produksi	1	7,500,000	90,000,000
Starf Direktur Produksi	2	7,500,000	180,000,000
Direktur Umum	1	15,000,000	180,000,000
Sekretaris Direktur Umum	1	7,500,000	90,000,000
Staf Direktur Umum	2	7,500,000	180,000,000
Kepala Departemen			
Produksi	1	10,000,000	120,000,000
Teknik	1	10,000,000	120,000,000
Litbang	1	10,000,000	120,000,000
Administrasi	1	10,000,000	120,000,000
Umum	1	10,000,000	120,000,000
Departemen Produksi			
Seksi Proses			
Kepala Seksi	1	9,000,000	108,000,000
Supervisor (shift)	5	7,500,000	450,000,000
Staff (shift)	28	5,000,000	1,680,000,000
Seksi Utilitas			
Kepala Seksi	1	9,000,000	108,000,000
Supervisor (shift)	5	7,500,000	450,000,000
Staff (shift)	40	5,000,000	2,400,000,000

Seksi Material dan Inspeksi			
Kepala Seksi	1	9,000,000	108,000,000
Staff	3	5,000,000	180,000,000
Departemen Teknik			
Seksi Bengkel dan Perawatan			
Kepala Seksi	1	9,000,000	108,000,000
Staff	6	5,000,000	360,000,000
Seksi Instrumentasi			
Kepala Seksi	1	9,000,000	108,000,000
Staff (shift)	12	5,000,000	720,000,000
Departemen Litbang			
Seksi Pelatihan dan Pengembangan			
Kepala Seksi	1	9,000,000	108,000,000
Staff	3	4,500,000	162,000,000
Seksi Laboratorium dan Riset			
Kepala Seksi	1	9,000,000	108,000,000
Staff	3	4,500,000	162,000,000
Departemen Administrasi			
Seksi Keuangan			
Kepala Seksi	1	8,000,000	96,000,000
Staff	4	4,000,000	192,000,000
Seksi Pemasaran			

Kepala Seksi	1	8,000,000	96,000,000
Staff	4	4,000,000	192,000,000
Seksi Pembelian			
Kepala Seksi	1	8,000,000	96,000,000
Staff	4	4,000,000	192,000,000
Seksi Akuntansi			
Kepala Seksi	1	8,000,000	96,000,000
Staff	4	4,000,000	192,000,000
Departemen Umum			
Seksi Humas			
Kepala Seksi	1	8,000,000	96,000,000
Staff	4	4,000,000	192,000,000
Seksi Tata Usaha dan Kesekretariatan			
Kepala Seksi	1	8,000,000	96,000,000
Staff	4	4,000,000	192,000,000
Seksi Personalia dan Kepegawaian			
Kepala Seksi	1	8,000,000	96,000,000
Staff	4	4,000,000	192,000,000
Seksi Keamanan			
Kepala Seksi	1	8,000,000	96,000,000
Satpam(shift)	20	4,000,000	960,000,000
Seksi Transportasi			

Kepala Seksi	1	8,000,000	96,000,000
Supir	10	3,500,000	420,000,000
Seksi Keselamatan Kerja			
Kepala Seksi	1	8,000,000	96,000,000
Staff	4	4,000,000	192,000,000
Dokter (shift)	4	5,000,000	240,000,000
Perawat (shift)	8	4,000,000	384,000,000
Juru masak (shift)	8	3,000,000	288,000,000
Total =			14,148,000,000

d. *Supervisi* (15% gaji) = Rp. 2.122.200.000,-

e. *Maintenance* (3% FCI) = Rp. 1.030.255.690,- + US\$ 125.875

f. *Plant Supplies*

(15% maintenance) = Rp. 154.538.354,- + US\$ 18.881

g. *Royalties and patent*

(1% sales) = Rp. 3.432.507.000,-

Total DMC = Rp. 243.553.836.375,- + US\$ 144.756

2. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

a. *Payroll overhead*

(15% gaji karyawan) = Rp. 2.122.200.000,-

b. Laboratorium

(10% gaji karyawan) = Rp. 1.414.800.000,-

c. *Packaging and shipping*

(1% sales) = Rp. 3.432.507.000,-

d. *Plant overhead*

(50% gaji karyawan) = Rp. 7.074.000.000,-

+

Total DMC = Rp. 14.043.507.000,-

3. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

a. Depresiasi (10% FCI) = Rp. 3.434.185.634,- + US\$ 419.584

b. *Property tax* (3% FCI) = Rp. 1.030.255.690,- + US\$ 125.875

c. Asuransi (3% FCI) = Rp. 1.030.255.690,- + US\$ 125.875

+

Total FMC = Rp. 5.494.697.014,- + US\$ 671.334

DMC = Rp. 5.494.697.014,- + US\$ 671.334

IMC = Rp. 14.043.507.000,-,-

FMC = Rp. 5.494.697.014,- + US\$ 671.334

+

Total MC = Rp. 254.092.040.390,- + US\$ 816.090

C. Working Capital (WC)1. *Raw Material Inventory*

(biaya bahan baku/bulan) = Rp 17.392.213.425

2. *In Process Inventory*

(0,5 MC/12 bulan) = Rp. 10.587.168,350,- + US\$ 34.004

3. *Product Inventory*

(MC/bulan) = Rp. 21.174,336,699,- + US\$ 68.008

4. *Extended Credit* (sales/bulan) = Rp. 57.208.450.000,-5. *Available Cash* (MC/bulan) = Rp. 21.174,336,699,- + US\$ 68.008

 +
Total WC = Rp. 127.536.505.173,- + US\$ 170.019**= Rp 129.598.662.933,-****D. Genenral Expenses (GE)**

Administrasi (3% MC) = Rp. 7.622.761.212,- + US\$ 24.483

Sales expenses (5% MC) = Rp. 12.704.602.019,- + US\$ 40.805*Research* (2% sales) = Rp. 8.581.267.500,-*Finance* (2% MC) = Rp. 5.081.840.808,- + US\$ 16.322

 +
General Expenses (GE) = Rp. 33.990.471.539,- + US\$ 81.609

E. Biaya Produksi

1. Fixed Cost (FA)

Depresiasi (10% FCI) = Rp 3.434.185.633 + US\$ 419.584

Property Tax (1% FCI) = Rp 343.418.563 + US\$ 41.958

Asuransi (1% FCI) = Rp 343.418.563 + US\$ 41.958

_____ +

= Rp 4.121.022.761 + US\$ 503.500

= Rp 10.227.978.391

2. Variable Cost (Va)

Bahan baku = Rp. 209.706.561.098,-

Pack and ship (2,5% Sa) = Rp. 6.865.014.000,-

Utilitas = Rp. 4.959.774.234,-

Royalty and patent (2,5% Sa) = Rp. 6.865.014.000,-

_____ +

Va = Rp. 227.396.363.332,-

3. Regular Cost (Ra)

Gaji karyawan = Rp. 14.148.000.000,-

Payroll overhead (15% GK) = Rp. 2.122.200.000,-

Plant overhead (50% GK) = Rp. 7.074.000.000,-

Supervisi (10% GK) = Rp. 1.414.800.000,-

GE	= Rp. 33.990.471,539.- + US\$ 81.609
Maintenance (3% FCI)	= Rp. 1.030.255.690,- + US\$ 125.875
Plant supplies (15% Main)	= Rp. 154.538.353,- + US\$ 18.881
<hr/>	
Ra	= Rp 59.934.265.583,- + US\$ 226.365
	= Rp 62.679.851.051,-

Total Biaya Produksi

FA	= Rp 4.121.022.761 + US\$ 503.500
VA	= Rp 227.396.363.332,-
RA	= Rp 59.934.265.583,- + US\$ 226.365
<hr/>	
	= Rp 291.451.651.675,- + US\$ 729.866
	= Rp 300.304.192.774,-

F. Harga Jual Produk dan Harga Dasar

1. Harga Jual

$$\begin{aligned} \text{a. Harga jual } C_{12}H_{10} \text{ 99,3\%} &= \text{US\$ 2,830 /kg} \\ &= \text{Rp. 34.325,- /kg} \end{aligned}$$

2. Harga Dasar

$$\text{Kapasitas produksi per tahun} = 10.000.000 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Harga dasar } C_{12}H_{10} \text{ 99,3\%} &= \frac{\text{Rp.300.304.192.774,-}}{10.000.000 \text{ kg}} \\ &= \text{Rp. 30.030,- /kg} \end{aligned}$$

G. Profit Estimation

1. Sa	= Rp. 343.250.700.000,-
2. Biaya produksi	= Rp. 300.304.192.774,-
3. Laba sebelum pajak	= Rp. 42.946,507.227,-
4. Pajak	
(35% laba sebelum pajak)	= Rp. 15.031.227.530,-
5. Laba sesudah pajak	= Rp. 27.915.229.698,-

H. Analisis Kelayakan Ekonomi

1. Return of Investment (ROI)

ROI adalah besarnya keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap. Perhitungan ROI sangat penting bagi perusahaan untuk mengetahui kapan modal-modal dapat dikembalikan.

$$\text{ROI} = \frac{\text{Laba tahunan}}{\text{Modal tetap}} \times 100\%$$

Berdasarkan Aries dan Newton (1955), % ROI minimum yang dapat diterima untuk pabrik industri kimia, yaitu :

- Pabrik dengan nilai resiko rendah = 11%
- Pabrik dengan nilai resiko tinggi = 44%

Persentase ini dihitung atas dasar sebelum pajak dibayar :

$$\text{FC} = \text{Rp. 85.233.153.256,-}$$

Laba sebelum pajak = Rp. 42.946,507.227,-

$$\begin{aligned} \text{ROI}_b &= \frac{\text{Laba sebelum pajak}}{\text{FC}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp.42.946.507.227,-}}{\text{Rp.85.233.153.256,-}} \times 100\% \\ &= 50,38 \% \end{aligned}$$

Laba sesudah pajak = Rp. 27.915.229.698,-

$$\begin{aligned} \text{ROI}_a &= \frac{\text{Laba sesudah pajak}}{\text{FCI}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp.27.915.229.698,-}}{\text{Rp.85.233.153.256,-}} \times 100\% \\ &= 32,75 \% \end{aligned}$$

2. Pay Out Time (POT)

POT adalah waktu yang diperlukan untuk mengembalikan *Fixed Capital Investment* berdasarkan keuntungan tiap tahun.

$$\text{POT} = \frac{\text{Investment}}{\text{Cash return}} \times 1 \text{ tahun}$$

Cash return meliputi *annual profit* dan *depresiasi*.

Berdasarkan Aries dan Newton (1955), POT yang dapat diterima untuk pabrik industri kimia, yaitu :

- a. Pabrik dengan nilai resiko rendah = 5 tahun
- b. Pabrik dengan nilai resiko tinggi = 2 tahun

FC = Rp. 85.233.153.256,-

Depresiasi = Rp. 8.523.315.326,-

Laba sebelum pajak = Rp. 42.946,507.227,-

$$\begin{aligned} \text{POT}_b &= \frac{\text{FCI}}{\text{Laba sebelum pajak} + \text{Depresiasi}} \times 1 \text{ tahun} \\ &= \frac{\text{Rp.85.233.153.256,-}}{\text{Rp.42.946.507.227,-} + \text{Rp.8.523.315.326,-}} \times 1 \text{ tahun} \\ &= 1,65 \text{ tahun.} \end{aligned}$$

Laba sesudah pajak = Rp. 84.734.820.731,-

$$\begin{aligned} \text{POT}_a &= \frac{\text{FCI}}{\text{Laba sesudah pajak} + \text{Depresiasi}} \times 1 \text{ tahun} \\ &= \frac{\text{Rp.85.233.153.256,-}}{\text{Rp.27.915.229.698,-} + \text{Rp.8.523.315.326,-}} \times 1 \text{ tahun} \\ &= 2,34 \text{ tahun.} \end{aligned}$$

3. Break Even Point (BEP) dan Shut Down Point (SDP)

BEP adalah kondisi dimana jika pabrik menjual produk sebagian dari kapasitas produksinya, maka pabrik tidak mendapat untung tetapi juga mendapat rugi.

$$\text{BEP} = \frac{\text{Fa} + 0,3(\text{Ra})}{\text{Sa} - \text{Va} - 0,7(\text{Ra})} \times 100\%$$

Besarnya BEP yang dapat diterima adalah sebesar 40% sampai 60%.

SDP adalah kondisi dimana jika pabrik berhasil menjual produk sebagian dari kapasitas produksinya, maka pabrik baik beroperasi maupun tidak, hanya mampu mengembalikan *Fixed Capital Investment* saja.

$$SDP = \frac{0,3(Ra)}{Sa - Va - 0,7(Ra)} \times 100\%$$

a. *Sales* (Sa) = Rp. 343.250.700.000,-

b. *Fixed Cost* (Fa) = Rp 10.227.978.391,-

$$\begin{aligned} BEP &= \frac{Fa + 0,3(Ra)}{Sa - Va - 0,7(Ra)} \times 100\% \\ &= \frac{Rp.10.227.978.391,- + 0,3(Rp.18.803.955.315,-)}{(Rp.343.250.700.000,-) - (Rp.227.396.363.332,-) - 0,7(Rp.18.803.955.315,-)} \\ &\quad \times 100\% \end{aligned}$$

$$BEP = 40,33 \%$$

$$\begin{aligned} SDP &= \frac{0,3(Ra)}{Sa - Va - 0,7(Ra)} \times 100\% \\ &= \frac{0,3(Rp.18.803.955.315,-)}{(Rp.343.250.700.000,-) - (Rp.227.396.363.332,-) - 0,7(Rp.18.803.955.315,-)} \\ &\quad \times 100\% \end{aligned}$$

$$SDP = 23,75 \%$$

4. *Discounted Cash Flow* (DCF)

DCF merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur pabrik.

$$S = (FC + WC) + (1 + i)^{(n)} - (SV + WC) \dots\dots\dots (1)$$

$$R = CF [(1+i)^{(n-1)} + (1+i)^{(n-2)} + \dots + (1+i) + 1] \dots\dots\dots (2)$$

Dimana :

R = *Cash flow* berdasarkan pendapatan akhir tahun

S = Nilai modal yang akan datang setelah dikoreksi dengan *Salvage Value* dan *Working Capital*

CF = *Cash Flow* setelah pajak

n = Umur ekonomi

FC = *Fixed Capital*

WC = *Working Capital*

SV = *Salvage Value* (10% FCI)

i = *Interest/Discounted Flow*

FC = Rp. 85.233.153.256,-

WC = Rp. 129.598.662.933,-

SV = 10% x FC
 = 10% x Rp. 85.233.153.256,-

= Rp. 8.523.315.325,-

n = 10 tahun

CF = Laba sesudah pajak + Depresiasi + Finance

= Rp. 27.915.229.698,- + Rp. 8.523.315.326,-

+ Rp. 5.279.807.953,-

= Rp. 41.718.352.976

i = 23%

Jika persamaan (1) = persamaan (2), maka dengan *trial and error* diperoleh *interest* (i) sebesar 23%. Nilai bunga bank saat ini berkisar 7,5% per tahun (sumber: www.bni.co.id pada tanggal Januari 2016), sehingga *interest* pabrik lebih besar daripada bunga bank.

KESIMPULAN

Dari evaluasi ekonomi prarancangan pabrik Biphenyl dari Benzene diperoleh :

$$ROI_b = 50,38 \% \quad (\text{sebelum pajak})$$

$$ROI_a = 25,19 \% \quad (\text{sesudah pajak})$$

$$POT_b = 1,65 \text{ tahun} \quad (\text{sebelum pajak})$$

$$POT_a = 2,34 \text{ tahun} \quad (\text{sesudah pajak})$$

$$BEP = 40,33 \%$$

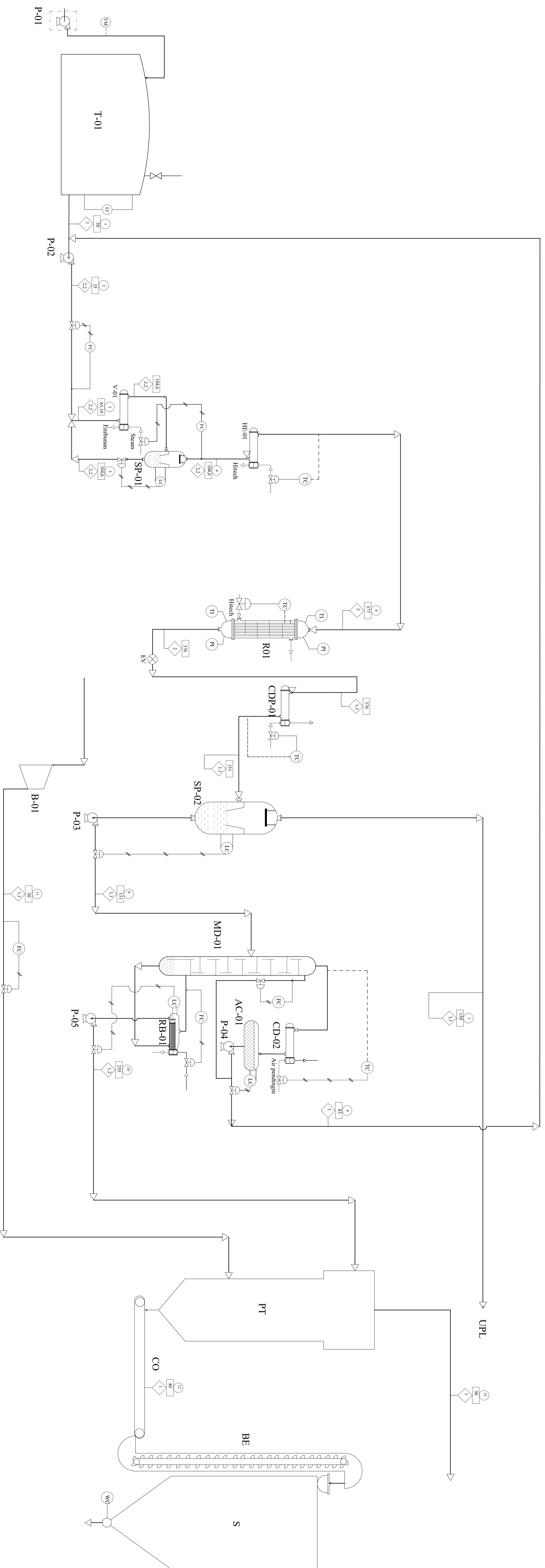
$$SDP = 23,75 \%$$

$$i = 23\%$$

DIAGRAM ALIR PROSES ENGINEERING

PRARANCANGAN PABRIK BIPHENIL DARI BENZENE

KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN




NERACA MASSA DALAM KG UJAM

KOMPONEN	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
H ₂						32,32	32,32						
C ₆ H ₆	2521,62	2799,28	3496,63	2799,28	697,36	278,19	278,19	277,63	0,56	0,56		0,56	
C ₆ H ₄	7,91	8,46	13,49	8,46	5,02	8,46	8,46	0,56	8,50			8,50	
C ₆ H ₂						2488,76	2488,76			2488,76		2488,764	
Udama											34442,40	2488,764	34442,40
Total	2529,00	2807,75	3510,12	2807,75	702,38	2807,75	32,322	2775,42	278,19	2497,77	34442,40	2497,77	34442,40

KETERANGAN	
AC	Ambulase
B	Benzol
HE	Heat Exchanger
CD	Condenser
HE	Heat Exchanger
MD	Distillation Column
R	Reboiler
SP	Distillation Column
T	Temperatur
V	Valve

KETERANGAN	
PI	Pressure Indicator
TI	Temperature Indicator
TC	Temperature Control
FC	Flow Control
LI	Level Indicator
VAL	Valve
WC	Weight Control

SIMBOL	
○	Valve
□	Steam
◇	Water
—	Line
—	Line



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS PADJADJARAN NASIONAL "ETERAN"
JOGJAKARTTA

DIAGRAM ALIR PROSES ENGINEERING
PRARANCANGAN PABRIK BIPHENIL DARI BENZENE
KAPASITAS PRODUKSI : 10.000 ton /tahun

No Mhs
121 11 0013
121 11 01 70

Dikembangkan Oleh :
NAMA : I. LAELA NINGRUSIA
2. BROGAN ROHATI

PENYERAHKAN : I. IR. WIDYAWATI, M.T., Ph.D.
2. IR. DWANINGSAYANA, MT