



universitas
MALIKUSSALEH

TUGAS AKHIR

PRARANCANGAN PABRIK *PARAXYLENE* MENGGUNAKAN PROSES ALKILASI TOLUENE DENGAN KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN (TUGAS KHUSUS: *HEAT EXCHANGER*)

**Diajukan sebagai syarat memperoleh Gelar Sarjana Teknik
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknik
Universitas Malikussaleh**

Disusun Oleh:

INDRI RISKI HASANAH

NIM. 190140124

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS MALIKUSSALEH
LHOKSEUMAWE**

2024

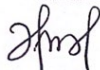
LEMBAR PENGESAHAN SKRIPSI

Judul Skripsi : Prarancangan Pabrik Paraxylene Menggunakan
Proses Alkilasi Toluene Dengan Kapasitas
150.000 Ton/Tahun. (Tugas Khusus : Heat
Exchanger)

Nama Mahasiswa : Indri Riski Hasanah
NIM : 190140124
Program Studi : S1 Teknik Kimia
Jurusan : Teknik Kimia
Fakultas : Teknik
Perguruan Tinggi : Universitas Malikussaleh
Pembimbing Utama : Dr. Suryati, S.T., M.T.
Pembimbing Pendamping : Eddy Kurniawan, S.T., M.Eng.
Ketua Penguji : Nasrul ZA, S.T., M.T.
Anggota Penguji : Dr. Zulnazri, S.Si., M.T

Lhokseumawe, 24 Januari 2024

Penulis,



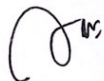
Indri Riski Hasanah

NIM. 190140124

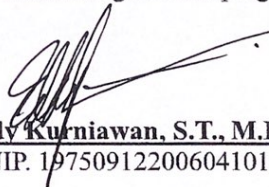
Menyetujui:

Pembimbing Utama,

Pembimbing Pendamping,



Dr. Suryati, S.T., M.T
NIP. 197007232005012002

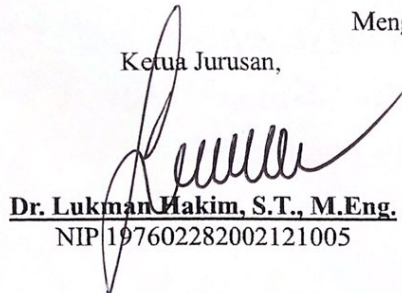


Eddy Kurniawan, S.T., M.Eng
NIP. 197509122006041013

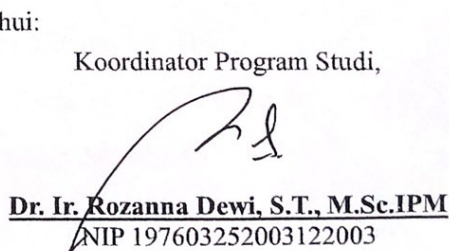
Mengetahui:

Ketua Jurusan,

Koordinator Program Studi,



Dr. Lukman Hakim, S.T., M.Eng.
NIP 197602282002121005



Dr. Ir. Rozanna Dewi, S.T., M.Sc.IPM
NIP 197603252003122003

SURAT PERNYATAAN ORISINALITAS

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Indri Riski Hasanah

NIM : 190140124

Dengan ini menyatakan dengan sesungguhnya bahwa di dalam Tugas Akhir ini tidak terdapat bagian atau satu kesatuan yang utuh dari Tugas Akhir, buku atau bentuk lain yang saya kutip dari karya orang lain tanpa saya sebutkan sumbernya yang dapat dipandang sebagai Tindakan penjiplakan. Sepanjang pengetahuan saya juga tidak terdapat reproduksi karya atau pendapat yang pernah ditulis atau diterbitkan oleh orang lain yang dijadikan seolah-olah karya asli saya sendiri. Apabila ternyata terdapat dalam Tugas Akhir saya bagian-bagian yang memenuhi standar penjiplakan maka saya menyatakan kesediaan untuk dibatalkan sebahagian atau seluruh hak gelar kesarjanaan saya.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya tanpa ada paksaan dari pihak manapun

Lhokseumawe, 24 Januari 2024

Saya yang membuat pernyataan




Indri Riski Hasanah
NIM. 190140124

ABSTRAK

Prarancangan pabrik pembuatan Paraxylene direncanakan memiliki kapasitas 150.000 ton/tahun. Proses pembuatan Paraxylene akan menggunakan metode alkilasi. Kegunaan Paraxylene adalah industri tekstil, plastik dan poliester. Reaksi akan berlangsung pada fase gas di dalam Reaktor dengan suhu 450°C dan tekanan 2,4 atm. Selanjutnya akan dilakukan proses pemisahan dengan distilasi untuk mendapatkan produk dengan kemurnian 99%. Bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas dengan struktur organisasi line dan staf. Tenaga kerja yang dibutuhkan dalam pengoperasian pabrik ini berjumlah 220 orang. Lokasi pabrik direncanakan akan didirikan di daerah Remen, Jenu, Kabupaten Tuban – Jawa Timur. Dari hasil analisa pada aspek ekonomi diperoleh ROI (*Return Of Investment*) setelah pajak adalah 42 % . Diperoleh POT (*Pay Out Time*) selama 2,8 tahun dengan BEP (*Break Event Point*) sebesar 58%. IRR (*Internal Rate of Return*) yang didapatkan adalah 39,29 %. Sehingga dari segi ekonomi pabrik tersebut layak didirikan.

Kata Kunci: *Break Event point (BEP), Return Of Investment (ROI), Pay Out Tim (POT), Internal Rate Of return (IRR).*

KATA PENGANTAR

Puji syukur kami ucapkan kepada Allah SWT, atas berkat rahmat dan karunianya kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul **”Prarancangan Pabrik *Paraxylene* Menggunakan Proses Alkilasi Toluene Dengan Kapasitas 150.000 Ton/Tahun”** Penyusunan hasil tugas akhir ini tidak lepas dari bantuan, arahan serta bimbingan dan dorongandari berbagai pihak.

Atas bantuan dari berbagai pihak, pada kesempatan ini penulis ingin menyampaikan ucapan terimakasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Bapak Prof. Dr. Ir. H. Herman Fithra, S.T., M.T., IPM., ASEAN. Eng selaku Rektor Universitas Malikussaleh.
2. Bapak Dr. Muhammad Daud, S.T., M.T. selaku Dekan Fakultas Teknik Universitas Malikussaleh.
3. Bapak Dr. Lukman Hakim, S.T., M. Eng. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Malikussaleh.
4. Ibu Meriatna, S.T., M.T. selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Universitas Malikussaleh.
5. Ibu Dr. Ir. Rozanna Dewi, S.T., M. Sc., IPM selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Universitas Malikussaleh.
6. Ibu Dr. Suryati, ST., M.T. selaku Pembimbing Utama yang banyak membantu penulis dalam menyelesaikan hasil tugas akhir ini.
7. Bapak Eddy Kurniawan, S.T., M.Eng selaku Pembimbing Pendamping yang banyak membantu penulis dalam menyelesaikan hasil tugas akhir ini.
8. Bapak Nasrul ZA, S.T., M.T selaku Pembahas I.
9. Bapak Dr. Zulnazri, S.Si.,M.T sebagai Pembahas II.
10. Dan semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu oleh penulis.

Penulis menyadari bahwa penulisan tugas akhir ini jauh dari kata sempurna dan masih banyak terdapat kekurangan, mengingat keterbatasan pengalaman dan kemampuan penulisan, oleh karena itu penulis mengharapkan kritikan dan saran yang membangun. Semoga tugas akhir ini bermanfaat bagi

kalangan Civitas Akademika maupun mahasiswa yang membacanya.

Lhokseumawe, 24 November 2023
Penulis

Indri Riski Hasanah (190140124)

DAFTAR ISI

KATA PENGANTAR.....	i
DAFTAR ISI	iii
DAFTAR TABEL.....	xiii
DAFTAR GAMBAR	xix
ABSTRAK	
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang.....	1
1.2. Rumusan Masalah	2
1.3. Tujuan Prarancangan Pabrik.....	2
1.4. Manfaat Perancangan	2
1.5. Batasan Masalah.....	3
1.6. Kapasitas Prarancangan Pabrik	3
1.6.1 Data Kebutuhan <i>Paraxylene</i> di Indonesia	4
1.6.2 Kapasitas Pabrik <i>Paraxylene</i> di Berbagai Negara	6
1.7. Pemilihan Proses	7
1.7.1 Proses Ekstraksi Aromatis (<i>Extraction of aromatics</i>).....	7
1.7.1.1 Analisa Ekonomi Awal Proses Ekstraksi Aromatis	9
1.7.2 Alkilasi Toluene	10
1.7.2.1 Analisa Ekonomi Awal Proses Alkilasi Toluene	11
1.7.3 Disproporsi Toluene.....	13
1.7.3.1 Proses Disproporsi Toluene.....	14
1.7.4 Perbandingan Proses Pembuatan <i>Paraxylene</i>	16
1.8. Tinjauan Termodinamika.....	17
1.9. Uraian Proses.....	17
1.10 Pemilihan Lokasi Pabrik.....	19
1.10.1 Ketersediaan Bahan Baku	19
1.10.2 Sarana Transportasi	21
1.10.3 Pemilihan Lokasi Pabrik	21
1.10.4 Sumber Daya Manusia	21
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	22

2.1	Paraxylene.....	22
2.2	Toluena	23
2.3	Metanol	23
2.4	Kegunaan Produk.....	24
2.5	Spesifikasi Bahan Baku.....	25
2.5.1	Toluene	25
2.5.2	Metanol	26
2.6	Spesifikasi Produk.....	27
2.6.1	Paraxylene.....	27
2.6.2	Air.....	27
2.7	Spesifikasi Katalis.....	28
BAB III NERACA MASSA.....		29
3.1	Neraca Massa	29
3.2	Perhitungan Neraca Massa.....	30
3.2.1	Reaktor (R-201)	31
3.2.2	Distilasi 01 (D-301).....	31
3.2.3	Distilasi 02 (D-302).....	32
BAB IV NERACA ENERGI		34
4.1	Neraca Energi.....	34
4.2	Persamaan Neraca Energi	34
4.3	Hasil Perhitungan Neraca Energi.....	35
4.3.1	Heat Exchanger-101 (HE-101)	35
4.3.2	Heater-100 (H-101).....	36
4.3.3	Cooler (C-201)	36
4.3.4	Fixed Bed Multitube Reactor (R-201)	37
4.3.5	Distilasi (D-301).....	37
4.3.6	Distilasi (D-302).....	38
4.3.7	Cooler (C-301)	39
4.3.8	Cooler (C-303)	40
4.3.9	Cooler (C-302)	40
4.3.10	Cooler (Q-304).....	41

4.3.11 Cooler (E-100).....	41
BAB V SPESIFIKASI PERALATAN	43
5.1 Tangki Penyimpanan Toluene (T-101).....	43
5.2 Tangki Penyimpanan Metanol (T-102)	44
5.3 Tangki Penyimpanan Metan (T-103)	45
5.4 Pompa (P-101)	45
5.5 Pompa (P-102)	46
5.6 Pompa (P-301)	46
5.7 Heater (H-101)	46
5.8 Cooler (E-301)	47
5.9 Cooler (C-302)	47
5.10 Cooler (C-303)	48
5.11 Cooler (C-201)	49
5.12 Kompresor (K-101).....	50
5.13 Expander (EX-302).....	51
5.14 Distilasi (D-302).....	51
BAB VI TUGAS KHUSUS	52
6.1 Reaktor fixed bed multitube (R-201)/ Ariken Subriandi (190140025)	52
6.1.1 Pemilihan Jenis Reaktor	53
6.1.2 Menentukan Jenis Reaktor	53
6.1.3 Menentukan Bahan Konstruksi Reaktor	54
6.2 Heat Exchanger (HE-101) (Indri Riski Hasanah/ 190140124)	55
6.2.1 Konstruksi Alat Penukar Panas	56
6.2.2 Jumlah Lintasan pada Alat Penukar Panas Shell and Tube	56
6.2.3 Kelayakan Alat Penukar Panas Tipe Shell And Tube.....	57
6.3 Distilasi (D-301) (Handoyo Harahap/190140021).....	58
6.3.1 Pengoperasian Distilasi	59
6.3.2 Penentuan Bahan Konstruksi	59
6.3.3 Penentuan Tipe Kolom Distilasi.....	60
6.3.4 Perancangan Kolom Distilasi.....	60

BAB VII UTILITAS	61
7.1 Kebutuhan Air Bahan Baku	61
7.2 Kebutuhan Uap (Steam).....	61
7.3 Kebutuhan Air Pendingin.....	62
7.4 Kebutuhan Air	63
7.4.1 Air Domestik	63
7.4.2 Perhitungan kebutuhan air domestik.....	64
7.5 Kebutuhan Reagent	67
7.6 Pengolahan Air.....	68
7.7 Kebutuhan Bahan Kimia.....	75
7.8 Kebutuhan Listrik.....	76
7.9 Kebutuhan Bahan Bakar	78
7.10 Unit Pengolahan Limbah.....	79
7.11 Spesifikasi Peralatan Utilitas.....	84
7.11.1 Pompa Air Sungai.....	84
7.11.2 Bak Penampungan Air.....	85
7.11.3 Pompa Menuju Clarifier	85
7.11.4 Tangki Pelarut Alumina Sulfat $Al_2(SO_4)_3$	85
7.11.5 Pompa Pelarut Alumina Sulfat $Al_2(SO_4)_3$	86
7.11.6 Tangki Pelarut Soda Abu (Na_2CO_3).....	86
7.11.7 Pompa Pelarut Soda Abu (Na_2CO_3)	86
7.11.8 Clarifier.....	87
7.11.9 Pompa Sand filter	87
7.11.10 Sand filter	87
7.11.11 Pompa Tangki Air Utama	88
7.11.12 Tangki Air Utama	88
7.11.13 Pompa Menuju Cation Exchanger (P-107).....	88
7.11.14 Penukar Kation (Cation Exchanger) (CE-101).....	88
7.11.15 Tangki Pelarutan H_2SO_4	89
7.11.16 Pompa Pelarut H_2SO_4	89
7.11.17 Pompa Menuju Anion Exchanger.....	90

7.11.18	Penukar Anion (Anion Exchanger)	90
7.11.19	Tangki Pelarutan NaOH	90
7.11.20	Pompa Pelarut NaOH	91
7.11.21	Pompa Menuju Penampungan Air Sementara	91
7.11.22	Tangki Penampungan Air Sementara	91
7.11.23	Pompa Tangki Bahan Baku	92
7.11.24	Pompa Menuju Dearator	92
7.11.25	Dearator	92
7.11.26	Pompa Keluaran Dearator (P-113)	93
7.11.27	Boiler	93
7.11.28	Tangki Bahan Bakar	93
7.11.29	Pompa Masuk Water Cooling Tower	93
7.11.30	Water Cooling Tower	94
7.11.31	Pompa Keluaran Water Cooling Tower	94
7.11.32	Tangki Pelarut Kaporit [Ca(ClO) ₂]	94
7.11.33	Pompa Pelarut Kaporit	95
7.11.34	Tangki Penampungan Air Domestik	95
7.11.35	Pompa Keluaran Tangki Penampungan Air Domestik	95
7.12	Spesifikasi Peralatan Pengolahan Limbah	96
7.12.1	Pompa Limbah Cair Menuju Bak Penampungan (P-201)	96
7.12.2	Bak Penampungan (BP-201)	96
7.12.3	Pompa Menuju Bak Penetralisasi (P-202)	96
7.12.4	Bak Netralisasi (BN - 202)	96
7.12.5	Pompa Menuju Bak Pengendapan (P-203)	97
7.12.6	Bak Pengendapan (BP-203)	97
7.12.7	Pompa Menuju Ke Tangki Sedimentasi (P-204)	97
7.12.8	Tangki Sedimentasi Akhir (TS-201)	98
BAB VIII LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK		99
8.1	Tinjauan Umum	99
8.2	Lokasi Pabrik	99
8.3	Tata Letak Pabrik	102

8.4	Tata Letak Peralatan Proses.....	105
BAB IX ORGANISASI PERUSAHAAN		106
9.1	Definisi.....	106
9.2	Bentuk Badan Usaha.....	106
9.3	Struktur Organisasi.....	107
9.4	Uraian Tugas, Wewenang, dan Tanggung Jawab	108
9.4.1	Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS)	108
9.4.2	Dewan Komisaris	109
9.4.3	Dewan Direksi.....	109
9.4.4	Staff Ahli	111
9.4.5	Sekretaris.....	111
9.5	Manajemen.....	112
9.6	Sistem Kerja	114
9.7	Perincian Jumlah Tenaga Kerja.....	115
9.8	Kesejahteraan Masyarakat	116
9.9	Pengaturan Gaji Karyawan	116
9.10	Tingkat Pendidikan dan Tenaga Kerja	118
BAB X INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA		120
10.1	Instrumentasi.....	120
10.1.1	Pengelompokan Sistem Instrumentasi	121
10.1.2	Pengelompokan Sistem Kontrol.....	122
10.1.3	Faktor-Faktor dalam Pemilihan Sistem Instrumentasi.....	122
10.1.4	Elemen-elemen Sistem Kontrol	123
10.1.5	Instrumentasi Alat pada Prarancangan Pabrik Paraxylene. 123	
10.2	Keselamatan Kerja	124
10.2.1	Penanggulangan Preventif.....	124
10.2.2	Pengenalan Macam-macam Bahaya pada Lokasi Kerja	125
10.2.3	Pencegahan (Preventif) Macam-macam Bahaya pada Lokasi Kerja.....	126
BAB XI ANALISA EKONOMI		129
11.1	Modal yang Ditanamkan (Capital Investment)	129

11.2	Biaya Produksi (Production Cost).....	129
11.3	Analisa Keuntungan dan Kerugian.....	129
11.3.1	Laba Kotor dan Laba Bersih	130
11.3.2	Internal Rate Of Return (IRR).....	130
11.3.3	Pay Out Time (POT)	131
11.3.4	Break Event Point (BEP).....	131
11.4	Hasil Perhiutngan Analisa Ekonomi	131
BAB XII KESIMPULAN		133
LAMPIRAN A PERHITUNGAN NERACA MASSA		
A.1	Reaktor (R-01).....	LA-2
A.2	Destilasi (D-301).....	LA-6
A.3	Destilasi (D-302).....	LA-8
LAMPIRAN B PERHITUNGAN NERACA ENERGI.....		LB-1
B.1	Perhitungan Neraca Energi Heat Exchanger (HE-101).....	LB-3
B.2	Perhitungan Neraca Energi Heater (H-101)	LB-6
B.3	Perhitungan Neraca Energi Pada Cooler (C-201).....	LB-9
B.4	Perhitungan Neraca Energi Pada Fixed Bed Multitube Reactor (R-201)	LB-10
B.5	Perhitungan Neraca Energi Pada Distilasi (D-301).....	LB-14
B.6	Perhitungan Neraca Energi Pada Distilasi (D-302).....	LB-16
B.7	Perhitungan Neraca Energi Pada Cooler (C-301).....	LB-19
B.8	Perhitungan Neraca Energi Pada Cooler (C-303).....	LB-20
B.9	Perhitungan Neraca Energi Pada Cooler (C-302).....	LB-22
B.10	Perhitungan Neraca Energi Pada Cooler (Q-304)	LB-23
B.11	Perhitungan Neraca Energi Pada Cooler (E-101).....	LB-25
LAMPIRAN C SPESIFIKASI PERALATAN.....		LC-1
C.1	Tangki Penyimpanan Toluene (T-101)	LC-1
C.2	Tangki Penyimpanan Metanol (T-102).....	LC-4
C.3	Tangki Penyimpanan Produk Paraxylene (T-103).....	LC-7
C.4	POMPA (P-101).....	LC-10
C.5	POMPA (P-102).....	LC-16

C.6 POMPA (P-301).....	LC-23
C.7 HEATER (H-101).....	LC-29
C.8 COOLER (C-302)	LC-32
C.9 COOLER (C-301)	LC-35
C.10 COOLER (C-302)	LC-38
C.11 COOLER (C-303).....	LC-41
C.12 Kompresor (K-301)	LC-44
C.13 EXPANDER (EX-302).....	LC45
C.14 Distilasi (302).....	LC-47
C.14.1 Penentuan Tipe Kolom Distilasi.....	LC-47
C.14.2 Penentuan Bahan Konstruksi.....	LC-48
C.14.3 Kondisi Operasi	LC-48

LAMPIRAN D PERENCANAAN ALAT UTAMA

(TUGAS KHUSUS).....	LD-1
D.1 Reaktor Fixed Bed Multitube / Ariken Subriandi (190140025)..	LD-1
D.2 <i>Heat Exchanger</i> (HE-101) Indri Riski Hasanah (190140124)....	LD-40
D.3 Kolom Distilasi (Handoyo Harahap/190140021)	LD-69

LAMPIRAN E SPESIFIKASI PERALATAN UTILITAS

E.1. Pompa Air Sungai.....	LE-1
E.2 Bak Penampungan Air	LE-3
E.3 Pompa Bak Pengendapan	LE-4
E.4 Tangki Pelarutan Alum [Al ₂ (SO ₄) ₃].....	LE-7
E.5 Pompa Alum [Al ₂ (SO ₄) ₃].....	LE-10
E.6 Tangki Pelarutan Soda Abu [Na ₂ CO ₃].....	LE-12
E.7 Pompa Soda Abu [Na ₂ CO ₃].....	LE-15
E.8 Clarifier.....	LE-18
E.9 Pompa Clarifier.....	LE-20
E.10 Sand Filter.....	LE-22
E.11 Pompa Sand Filter.....	LE-25
E.12 Tangki Air	LE-27
E.13 Pompa Tangki Air	LE-29

E.14	Penukar Kation [Cation Exchanger].....	LE-32
E.15	Pompa Penukar Kation (Cation Exchanger).....	LE-34
E.16	Tangki Pelarutan H ₂ SO ₄	LE-37
E.17	Penukar Anion (Anion Exchanger).....	LE-40
E.18	Tangki Pelarutan NaOH.....	LE-42
E.19	Pompa Penukar Anion (Anion Exchanger).....	LE-45
E.20	Deaerator.....	LE-47
E.21	Pompa Deaerator	LE-50
E.22	Boiler	LE-52
E.23	Menara Air Pendingin (Water Cooling Tower).....	LE-53
E.24	Pompa WCT	LE-55
E.25	Tangki Penampungan Air Domestik.....	LE-58
E.26	Tangki Pelarut Kaporit [Ca(ClO) ₂].....	LE-60
E.27	Pompa Air Domestik.....	LE-63
E.28	Bak Penampungan	LE-65
E.29	Pompa Bak Penampung.....	LE-66
E.30	Bak Penetralkan.....	LE-69
E.31	Pompa Bak Penetralkan.....	LE-69
E.32	Bak Pengendapan.....	LE-72
E.33	Pompa Bak Pengendapan	LE-73
E.34	Tangki Sedimentasi.....	LE-76
LAMPIRAN F PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI		LF-1
F.1	Harga Peralatan	LF-1
F.1.1	Penentuan Indeks Harga Peralatan.....	LF-1
F.1.2	Contoh Perhitungan Harga Peralatan Proses.....	LF-3
F.1.3	Contoh Perhitungan Harga Peralatan Utilitas	LF-5
F.2	Harga Tanah	LF-7
F.3	Harga Bahan Baku	LF-8
F.4	Harga Katalis.....	LF-8
F.5	Biaya Utilitas.....	LF-9
F.6	Harga Produk dan Penjualan.....	LF-11

F.7	Modal Untuk Pembelian Tanah.....	LF-11
F.8	Gaji Karyawan.....	LF-11
F.9	Penentuan Investasi Total (Total Capital Investment).....	LF-13
F.10	Penentuan Fix Capital Investment.....	LF-16
F.11	Working Capital Investment (WCI)	LF-19
F.12	Penentuan Biaya Produksi (Total Production Cost).....	LF-20
F.13	Analisa Ekonomi	LF-22
F.14	Waktu Pengembalian Modal (Pay Out Time).....	LF-26
F.15	Return On Investment (ROI).....	LF-26
F.16	Return On Network (RON).....	LF-27
F.17	Analisa Ekonomi Metode Cash Flow	LF-27
F.18	Laju Pengembalian Modal (Internal Rate Of Return, IRR)	LF-28
F.19	Analisa Titik Impas (Break Event Poin, BEP)	LF-29

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Produsen Toluene di Indonesia	4
Tabel 1.2 Data Impor Paraxylene di Indonesia.....	4
Tabel 1.3 Data Ekstrapolasi Impor Asam Paraxylene di Indonesia.....	6
Tabel 1.4 Kapasitas Pabrik Paraxylene di Berbagai Negara.....	6
Tabel 1.5 Uji Ekonomi Awal Proses Ekstraksi Aromatis.....	9
Tabel 1.6 Uji Ekonomi Awal Proses Alkilasi Toluene	12
Tabel 1.7 Uji Ekonomi Awal Proses Disporporasi Toluene.....	14
Tabel 1.8 Perbandingan Proses Pembuatan Paraxylene.....	16
Tabel 1.9 Harga ΔH°_f dan ΔH°_G masing-masing komponen.....	17
Tabel 2.1 Sifat Fisik dan Kimia Toluene	25
Tabel 2.2 Sifat Fisik dan Kimia Metanol.....	26
Tabel 2.3 Sifat Fisik dan Kimia Paraxylene.....	27
Tabel 2.4 Sifat Fisik dan Kimia Air.....	27
Tabel 2.5 Sifat Fisik dan Kimia Katalis ZSM-5	28
Tabel 3.1 Perhitungan Neraca Massa Reaktor (R-201)	31
Tabel 3.2 Perhitungan Neraca Massa Total Distilasi (D-301).....	32
Tabel 3.3 Perhitungan Neraca Massa Total Distilasi (D-302).....	33
Tabel 4.1 Hasil Perhitungan Pada Heat Exchanger (HE-101).....	35
Tabel 4.2 Hasil Perhitungan Pada Heater (H-101).....	36
Tabel 4.3 Hasil Perhitungan Pada Cooler (C-201).....	36
Tabel 4.4 Hasil Perhitungan Pada Fixed Bed Multitube Reactor (R-201)...	37
Tabel 4.5 Hasil Perhitungan Pada Distilasi (D-301).....	38
Tabel 4.6 Hasil Perhitungan Pada Condenser	38
Tabel 4.7 Hasil Perhitungan Pada Reboiler	38
Tabel 4.8 Hasil Perhitungan Pada Distilasi (D-302).....	39
Tabel 4.9 Hasil Perhitungan Pada Condenser	39
Tabel 4.10 Hasil Perhitungan Pada Reboiler	39
Tabel 4.11 Hasil Perhitungan Cooler (C-301)	40
Tabel 4.12 Hasil Perhitungan Cooler (C-303)	40

Tabel 4.13 Hasil Perhitungan Cooler (C-302)	41
Tabel 4.14 Hasil perhitungan Cooler (Q-304)	41
Tabel 4.15 Hasil Perhitungan Cooler (E-100).....	42
Tabel 6.1 Spesifikasi reaktor prarancangan pabrik Paraxylene	54
Tabel 6.2 Spesifikasi Heat Exchanger Pada Prarancangan Pabrik Paraxylene	57
Tabel 6.3 Spesifikasi Distilasi Pada Prarancangan Pabrik Paraxylene	60
Tabel 7.1 Kebutuhan steam Pada Pabrik Paraxylene.....	61
Tabel 7.2 Kebutuhan Air Pendingin Pada Pabrik Paraxylene.....	62
Tabel 7.3 Total Kebutuhan Air Pada Pabrik Paraxylene	64
Tabel 7.4 Baku Mutu pada Sumber Air Berdasarkan kelas	65
Tabel 7.5 Kebutuhan Listrik Pda unit proses	77
Tabel 7.6 Kebutuhan Listrik Untuk Keperluan Utilitas	77
Tabel 7.7 Kebutuhan Listrik Pada Unit Penunjang.....	78
Tabel 8.1 Perincian Penggunaan Lahan	104
Tabel 9.1 Pembagian Kerja Shift Tiap Regu	115
Tabel 9.2 Gaji karyawan	117
Tabel 9.3 Jabatan Karyawan Berdasarkan Tingkat Pendidikan.....	118
Tabel 10.1 Alat-alat keselamatan kerja pada pabrik Paraxylene	128
Tabel 11.1 Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi	132
Tabel LA.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk.....	LA-1
Tabel LA.2 Neraca Massa Total Reaktor (PFR-100).....	LA-6
Tabel LA.3 Neraca Massa Total Distilasi (D-301)	LA-8
Tabel LA.4 Neraca Massa Total Distilasi (D-302)	LA-10
Tabel LB.1 Kapasitas Panas Cair.....	LB-2
Tabel LB.2 Kapasitas Panas Gas	LB-2
Tabel LB.3 Perhitungan Neraca Energi Umpan Masuk HE	LB-3
Tabel LB.4 Menghitung Energi Entalpy	LB-4
Tabel LB.5 Energi Panas Penguapan	LB-4
Tabel LB.6 Bahan Keluar Heat Exchanger.....	LB-5
Tabel LB.7 Perhitungan Neraca Energi Heat Exchanger.....	LB-5

Tabel LB.8 Panas Bahan Masuk Heater	LB-6
Tabel LB.9 Komposisi Panas Laten.....	LB-7
Tabel LB.10 Energi Entalpy Panas Penguapan.....	LB-7
Tabel LB.11 Panas Bahan keluar Heater	LB-8
Tabel LB.12 Perhitungan Neraca Energi Heat Exchanger.....	LB-8
Tabel LB.13 Panas bahan masuk Cooler (C-201).....	LB-9
Tabel LB.14 Panas bahan keluar Cooler (C-201)	LB-9
Tabel LB.15 Neraca Energi Total Cooler (C-201).....	LB-10
Tabel LB.16 Panas Bahan Masuk Reaktor	LB-11
Tabel LB.17 Panas Bahan Keluar Reaktor	LB-12
Tabel LB.18 Data ΔH_f (298,15 K) Masing-masing Komponen	LB-12
Tabel LB.19 Neraca Energi Total Reaktor PFR	LB-13
Tabel LB.20 Panas Bahan Masuk Distilasi (D-301).....	LB-14
Tabel LB.21 Panas Keluar Produk Bawah Distilasi (D-301)	LB-15
Tabel LB.22 Panas Keluar Produk Atas Distilasi (D-301)	LB-15
Tabel LB.23 Neraca Energi Total Menara Distilasi (D-301).....	LB-16
Tabel LB.24 Panas Bahan Masuk Distilasi (D-302).....	LB-17
Tabel LB.25 Panas Keluar Produk Bawah Distilasi (D-302)	LB-17
Tabel LB.26 Panas Keluar Produk Atas Distilasi (D-302)	LB-18
Tabel LB.27 Neraca Energi Total Menara Distilasi (D-302).....	LB-18
Tabel LB.28 Panas bahan masuk Cooler (C-301).....	LB-19
Tabel LB.29 Panas bahan masuk Cooler (C-301).....	LB-19
Tabel LB.30 Neraca Energi Total Cooler (C-301).....	LB-20
Tabel LB.31 Panas bahan masuk Cooler (C-303).....	LB-21
Tabel LB.32 Panas bahan masuk Cooler (C-303).....	LB-21
Tabel LB.33 Neraca Energi Total Cooler (C-303).....	LB-21
Tabel LB.34 Panas bahan masuk Cooler (C-302).....	LB-22
Tabel LB.35 Panas bahan keluar Cooler (C-302)	LB-23
Tabel LB.36 Neraca Energi Total Cooler (C-302).....	LB-23
Tabel LB.37 Panas bahan masuk Cooler (Q-304)	LB-24
Tabel LB.38 Panas bahan keluar Cooler (Q-304).....	LB-24

Tabel LB.39 Neraca Energi Total Cooler (Q-304)	LB-25
Tabel LB.40 Panas bahan masuk Cooler (E-100).....	LB-25
Tabel LB.41 Panas bahan masuk Cooler (E-100).....	LB-26
Tabel LB.42 Neraca Energi Total Cooler (E-100).....	LB-26
Tabel LC.1 pipa commercial steel dengan ukuran.....	LC-12
Tabel LC.2 Untuk panjang equivalent	LC-14
Tabel LC.3 Spesifikasi Pompa (P-101).....	LC-16
Tabel LC.4 pipa commercial steel dengan ukuran.....	LC-18
Tabel LC.5 Untuk panjang equivalent	LC-19
Tabel LC.6 Spesifikasi Pompa (P-102).....	LC-22
Tabel LC.7 pipa commercial steel dengan ukuran.....	LC-24
Tabel LC.8 Untuk panjang equivalent	LC-25
Tabel LC.9 Spesifikasi Pompa (P-103).....	LC-28
Tabel LC.10 Spesifikasi Heater (H-101)	LC-31
Tabel LC.11 Spesifikasi COOLER (C-201)	LC-34
Tabel LC.12 Spesifikasi COOLER (C-301)	LC-37
Tabel LC.13 Spesifikasi COOLER (C-303)	LC-40
Tabel LC.14 Spesifikasi COOLER (C-302)	LC-43
Tabel LC.15 Spesifikasi Kompresor (K-301)	LC-45
Tabel LC.16 Spesifikasi Expander (EX-302)	LC-46
Tabel LC.17 Spesifikasi Distilasi (D-302).....	LC-48
Tabel LD.1 Neraca Massa Reaktor (R-201)	LD-2
Tabel LD.2 Neraca Energi pada Reaktor (R-201)	LD-2
Tabel LD.3 Berat Molekul Umpan	LD-3
Tabel LD.4 Data Temperatur E-101	LD-40
Tabel LD.5 Neraca Massa Distilasi (D-301).....	LD-70
Tabel LD.6 Kondisi Operasi Umpan Kolom Distilasi (D-301).....	LD-71
Tabel LD.7 Viskositas dan Densitas pada Kolom Distilasi (D-301)	LD-71
Tabel LD.8 Fraksi Mol Campuran pada Kolom Distilasi (D-401)	LD-71
Tabel LD.9 Fraksi Mol Umpan Masuk	LD-74
Tabel LD.10 Neraca Massa Distilasi	LD-75

Tabel LD.10 Konstanta Tekanan Uap.....	LD-75
Tabel LD.11 Hasil Trial untuk Penentuan Dew Point Destilat	LD-76
Tabel LD.12 Hasil Trial untuk Penentuan Dew Point Destilat	LD-76
Tabel LD.13 Nilai α_{avg} Tiap Komponen	LD-77
Tabel LD.14 Hasil penentuan α_i	LD-78
Tabel LD.15 Spesifikasi Menara Distilasi (D-301)	LD-128
Tabel F.1 Marshall and Swift Equipment Cost Index	
tahun 2015-2022	LF-1
Tabel F.2 Penaksiran Indeks Harga dengan Metode Least Square	LF-2
Tabel F.3 peralatan proses.....	LF-4
Tabel F.4 Harga Peralatan Utilitas	LF-5
Tabel F.5 Perincian Harga Tanah.....	LF-7
Tabel F.6 Gaji Karyawan	LF-11
Tabel F.7 Biaya Operasi Untuk Kapasitas 80%, 90% dan 100%	LF-23
Tabel F.8 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi	LF-24
Tabel F.9 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi	LF-24
Tabel F.10 Cumulative Cash Flow (Rupiah)	LF-26
Tabel F.11 Trial Laju Bunga (i)	LF-28
Tabel F.12 Biaya FC, VC, SVC dan S.....	LF-29

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Data Impor <i>Paraxylene</i> di Indonesia.....	5
Gambar 1.2 Proses Ekstrasi Aromatis.....	8
Gambar 1.3 Proses Alkilasi Toluene.....	10
Gambar 1.4 Proses disproporsionasi toluene	13
Gambar 1.5 Rencana Lokasi Perancangan Pabrik	21
Gambar 2.1 Gugus Fungsi Toluene dan 3 Isomer Xylene	23
Gambar 3.1 Diagram Neraca Massa	29
Gambar 3.2 Reaktor (R-201).....	31
Gambar 3.3 <i>Distilasi</i> (D-301)	32
Gambar 3.4 <i>Distilasi</i> (D-302)	33
Gambar 4.1 <i>Heat Exchanger</i> (HE-101)	35
Gambar 4.2 <i>Heater</i> (H-101).....	36
Gambar 4.3 <i>Cooler</i> (C-201).....	36
Gambar 4.3 <i>Fixed Bed Multitube Reactor</i> (R-201).....	37
Gambar 4.5 <i>Distilasi</i> (D-301).....	37
Gambar 4.6 <i>Distilasi</i> (D-302).....	38
Gambar 4.7 <i>Cooler</i> (C-301).....	39
Gambar 4.8 <i>Cooler</i> (C-303).....	40
Gambar 4.9 <i>Cooler</i> (C-302).....	40
Gambar 4.10 <i>Cooler</i> (Q-304).....	41
Gambar 4.11 <i>Cooler</i> (C-304).....	41
Gambar 6.1 <i>Reaktor fixed bed multitube</i>	52
Gambar 6.2 <i>Heat Exchanger</i>	55
Gambar 6.3 Komponen Proses <i>Distilasi</i>	58
Gambar 8.1 Peta Lokasi Pendirian Pabrik	100
Gambar 8.2 Layout Pabrik <i>Paraxylene</i>	104
Gambar 9.1 Struktur Organisasi Pabrik <i>Paraxylene</i>	113
Gambar LA.1 reaktor (R-201).....	LA-2
Gambar LA.2 <i>Distilasi</i> (D-301)	LA-6

Gambar LA.3 Destilasi (D-302).....	LA-8
Gambar LB.1 <i>Heat Exchanger</i> (HE-101)	LB-3
Gambar LB.2 <i>Heater</i> (H-101).....	LB-6
Gambar LB.3 <i>Cooler</i> (C-301).....	LB-9
Gambar LB.4 <i>Fixed Bed Multitube Reactor</i>	LB-10
Gambar LB.5 Distilasi (D-301).....	LB-14
Gambar LB.6 Distilasi D-302	LB-16
Gambar LB.7 <i>Cooler</i> (C-301).....	LB-19
Gambar LB.8 <i>Cooler</i> (C-303).....	LB-20
Gambar LB.9 <i>Cooler</i> (C-302).....	LB-22
Gambar LB.10 <i>Cooler</i> (Q-304).....	LB-23
Gambar LB.11 <i>Cooler</i> (E-100)	LB-25
Gambar LC.1 Tangki penyimpanan Toluene.....	LC-1
Gambar LC.2 Tangki penyimpanan Metanol.....	LC-4
Gambar LC.3 Tangki penyimpanan <i>Paraxylene</i>	LC-7
Gambar LC.4 Pompa (P-101)	LC-10
Gambar LC.5 Pompa (P-102)	LC-17
Gambar LC.6 pompa (P-301).....	LC-23
Gambar LC.7 Kompresor (K-100).....	LC-44
Gambar LC.8 Expander (EX-302)	LC-46
Gambar LC.9 Menara Distilasi (D-302)	LC-47
Gambar LD.1 Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i>	LD-1
Gambar LD.2 Susunan <i>triangular pitch</i>	LD-9
Gambar LD.3 Desain <i>head</i> pada reaktor.....	LD-15
Gambar LD.4 <i>Shell Nozzle</i> (a) <i>Reinforcing Plate</i> (b) <i>Single Flange</i>	LD-22
Gambar LD.5 tipe <i>flange</i> dan dimensinya	LD-25
Gambar LD.6 Pengaruh angin dan gempa	LD-31
Gambar LD.7 <i>Skirt</i>	LD-37
Gambar LD.8 <i>Dimensions inches anchor bolt</i>	LD-38
Gambar LD.9 Detail untuk <i>flange and bolt</i> pada <i>head reactor</i>	LD-39
Gambar LD.10 <i>Heat Exchanger</i> (HE-101)	LD-40

Gambar LD.11 tipe <i>flange</i> dan dimensinya	LD-58
Gambar LD.12 Kaki Penyangga Tipe <i>I Beam</i>	LD-66
Gambar LD.13 Distilasi (D-301)	LD-69
Gambar LD.14 Lokasi dari <i>q</i> line pada berbagai kondisi: cairan dibawah titik didih ($q > 1$), cairan pada titik didih ($q = 1$), cairan+uap ($0 < q < 1$), <i>saturated vapor</i> ($q = 0$).....	LD-73
Gambar LD.15 Grafik Penentu <i>Stage Ideal</i>	LD-79
Gambar LD.16 Grafik <i>Flooding Velocity Sieve Tray</i>	LD-82
Gambar LD.17 Grafik <i>Selection of liquid-flow Arrangement</i>	LD-86
Gambar LD.18 Grafik penentuan Panjang <i>Weir</i>	LD-87
Gambar LD.19 <i>Weep Point Correlation</i>	LD-89
Gambar LD.20 <i>discharge Coeficient, sieve plate</i>	LD-91
Gambar LD.21 <i>discharge Coeficient, sieve plate</i>	LD-93
Gambar LD.22 <i>Entrainment Correlation for sieve</i>	LD-97
Gambar LD.23 <i>Torispherical Flanged and Dished Head</i>	LD-99
Gambar LD.24 <i>Dimensions of Steel Pipe (IPS)</i>	LD-104
Gambar LD.25 Detail desain <i>Manhole</i>	LD-111
Gambar LD.26 Sketsa <i>Skrit</i> Menara Distilasi	LD-116
Gambar LD.27 Dimensi <i>Bolt</i>	LD-119
Gambar LD.28 <i>Dimensions of Ancor Bolt</i>	LD-120
Gambar LD.29 Sketsa <i>Anchor Bolt Chair</i>	LD-120
Gambar LD.30 Sketsa Penyangga Menara Distilasi	LD-121
Gambar LD.31 Tipe <i>Flange</i> dan Dimensi.....	LD-122
Gambar LD.32 Lokasi <i>Gasket Load Reaction</i>	LD-123
Gambar LD.33 Detail Ukuran Baut	LD-125
Gambar LD.34 Detail Untuk <i>Flange</i> dan <i>Bolt</i> pada <i>Head</i> Menara.....	LD-126

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Perkembangan dan pertumbuhan industri merupakan bagian dari usaha pembangunan ekonomi jangka panjang yang ditujukan untuk menciptakan struktur ekonomi yang kokoh dan seimbang, yaitu struktur dengan titik berat industri maju yang di dukung dengan sektor pertanian yang tangguh. Pada tahun 2009 Indonesia telah memasuki era globalisasi yaitu dengan adanya perdagangan bebas. Dengan adanya era ini kita dipacu untuk lebih efisien dalam melakukan terobosan-terobosan sehingga produk yang dihasilkan mempunyai harga pasar yang tinggi, daya saing, efektif dan efisien dan juga ramah terhadap lingkungan.

Salah satu jenis industri kimia yang sangat besar pengaruhnya terhadap industri kimia lainnya di Indonesia adalah xylene, dimana xylene ini memiliki 3 kemungkinan isomer lainnya yakni dengan sebutan orto-xylene, meta- xylene, dan para-xylene. Yang membedakan mereka adalah dimana atom karbon dari cincin benzene dua gugus metil tersebut dipasang. Isomer orto-xylene memiliki nama IUPAC 1,2-dimetilbenzene, isomer meta-xylene memiliki nama IUPAC 1,3dimetilbenzene dan isomer para-xylene memiliki nama IUPAC 1,4dimetilbenzene.

Isomer orto-xylene memiliki kegunaan dalam industri sebagai bahan baku pembuatan phthalic acid yaitu sebagai plasticizer dalam vinil klorida. Isomer mxylyene digunakan untuk memproduksi bahan baku isophthalic acid yaitu produksi resin polietilen tereftalat (PET) dan untuk produksi resin poliester tak jenuh (UPR) dan jenis resin pelapis lainnya.. Serta isomer para-xylene digunakan untuk memproduksi bahan baku terephthalic acid dan merupakan salah satu isomer xylene yang paling penting (J. Sheehan, 2011).

Para-xylene adalah sebagian besar diarahkan ke produksi berbagai serat, film, dan resin. Para-xylene adalah perantara utama di sintesis asam tetraphthalic murni (PTA) dan dimetil tereftalat (DMT), keduanya digunakan dalam produksi plastik industri dan poliester. Secara khusus, PTA digunakan dalam produksi resin botol polietilen tereftala (PET). Relatif lebih kecil jumlah para-xylene

digunakan sebagai pelarut (Abdi-khanghah, Alrashed, Hamoule, Behbahani, & Goodarzi, 2019).

Salah satu jenis industri kimia yang sangat besar pengaruhnya terhadap industri kimia lainnya di Indonesia adalah *Paraxylene*. *Paraxylene* adalah salah satu isomer xylene yang paling penting. Saat ini, hanya terdapat dua produsen *Paraxylene* di Indonesia yaitu PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama (kapasitas 550.000 ton/tahun dan PT. Pertamina (kapasitas 270.000 ton/tahun), sehingga diperoleh total kapasitas pabrik *Paraxylene* di Indonesia hanya 820.000 ton/tahun (Badan Pusat Statistik, 2023).

Berdasarkan data tersebut, maka pabrik yang beroperasi saat ini belum mampu memenuhi kebutuhan *Paraxylene* di Indonesia. Oleh karena itu, perlu didirikan pabrik *Paraxylene* dengan kapasitas yang cukup besar.

1.2 Rumusan Masalah

Para-xylene adalah hidrokarbon aromatik yang mudah terbakar dan tidak berwarna dan beracun peranannya adalah para-xylene yang sebagian besar diarahkan ke produksi berbagai serat, film, dan resin. karena selama ini Indonesia masih mengimport para-xylene dari negara lain dalam jumlah yang cukup banyak. Oleh karena itu, diperlukan suatu pendirian pabrik para-xylene untuk memenuhi kebutuhan didalam negeri, sehingga dapat memaparkan bagaimana perancangan pabrik etilen dengan proses alkilasi toluene.

1.3 Tujuan Prarancangan Pabrik

Tujuan dari prarancangan pabrik *Paraxylene* ini adalah :

1. Sebagai syarat untuk memperoleh gelar sarjana Teknik kimia.
2. Untuk mengaplikasikan ilmu-ilmu Teknik kimia yang telah dipelajari selama di bangku perkuliahan.

1.4 Manfaat Perancangan

Manfaat dari perancangan ini agar mahasiswa lebih memahami dan mampu merealisasikan ilmu yang didapat selama perkuliahan dalam bentuk

prarancangan pabrik *Paraxylene* dengan kapasitas dan hasil produksi yang lebih baik. Selain alasan tersebut pendirian pabrik *Paraxylene* juga memiliki manfaat sebagai berikut:

1. Dapat memenuhi kebutuhan permintaan *Paraxylene* di dalam negeri, sehingga dapat mengurangi ketergantungan terhadap negara lain dan dapat menghemat devisa negara.
2. Dapat meningkatkan devisa negara dari hasil produk *Paraxylene* yang di ekspor.
3. Dapat menciptakan lapangan kerja baru bagi masyarakat dan dapat menunjang pemerataan pembangunan serta dapat meningkatkan taraf hidup masyarakat.
4. Merangsang industri-industri hulu yang berbahan baku *Paraxylene*.

1.5 Batasan Masalah

Di dalam penyusunan dan penyelesaian tugas prarancangan pabrik etilen ini, penyusun membatasi hanya pada flowsheet (steadystate) pabrik *Paraxylene*, dynamic mode, neraca massa, neraca energi, spesifikasi peralatan, analisa ekonomi, unit utilitas dan tugas khusus.

1.6 Kapasitas Prarancangan Pabrik

Kapasitas pabrik merupakan faktor yang sangat penting dalam pendirian pabrik karena akan mempengaruhi perhitungan produksi dan ekonomis. Semakin besar kapasitas pabrik kemungkinan keuntungan yang diperoleh akan semakin besar, tetapi dalam penentuan kapasitas perlu juga dipertimbangkan faktor lainnya. Hal yang perlu diperhatikan dalam penentuan kapasitas pabrik yaitu data kebutuhan etilen di Indonesia hingga dunia.

Dalam penentuan kapasitas prarancangan pabrik yang akan didirikan ada beberapa pertimbangan diantaranya yaitu :

1. Produksi *Paraxylene* di Indonesia

Saat ini, kapasitas produksi *Paraxylene* dalam negeri masih mencapai 820.000 ton/tahun sementara pada 2023 diperkirakan kebutuhan *Paraxylene* mencapai 2 juta ton/tahun dan akan terus meningkat setiap tahunnya.

2. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku metanol didapat dari PT. Medco Metanol bunyu, sedangkan untuk produsen toluene di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.2 berikut.

Tabel 1.1 Produsen Toluene di Indonesia

Nama Perusahaan	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT. Trans Pacific Petrochemical Indonesia	300.000
PT. Pertamina IV Cilacap	12.000
Total	312.000

Kapasitas produksi toluene dalam negeri sangat sedikit yang berasal dari PT. Trans Pasific Petrochemical dan PT. Pertamina IV Cilacap. Untuk itu, kapasitas produksi pun disesuaikan dengan jumlah toluene yang tersedia di dalam negeri karena kebutuhan toluene diperoleh seluruhnya dari dalam negeri.

Pabrik *Paraxylene* ini direncanakan didirikan pada tahun 2027 Penentuan kapasitas produksi pabrik perlu memperhatikan beberapa faktor yaitu :

1.6.1 Data Kebutuhan *Paraxylene* di Indonesia

Data kebutuhan Etilen di Indonesia dilihat dari peninjauan data impor dan ekspor negara Indonesia terhadap Etilen. Adapun data impor *Paraxylene* pada tahun 2018-2022 dapat dilihat pada Tabel 1.3. Menurut data komoditi impor dari Badan Pusat Statistik Indonesia, kebutuhan etilen di Indonesia menunjukkan yang rendah. Ini dikarenakan kebutuhan etilen untuk Indonesia sudah terpenuhi. Data impor menunjukkan peningkatan, hal ini dikarenakan kebutuhan *Paraxylene* yang meningkat

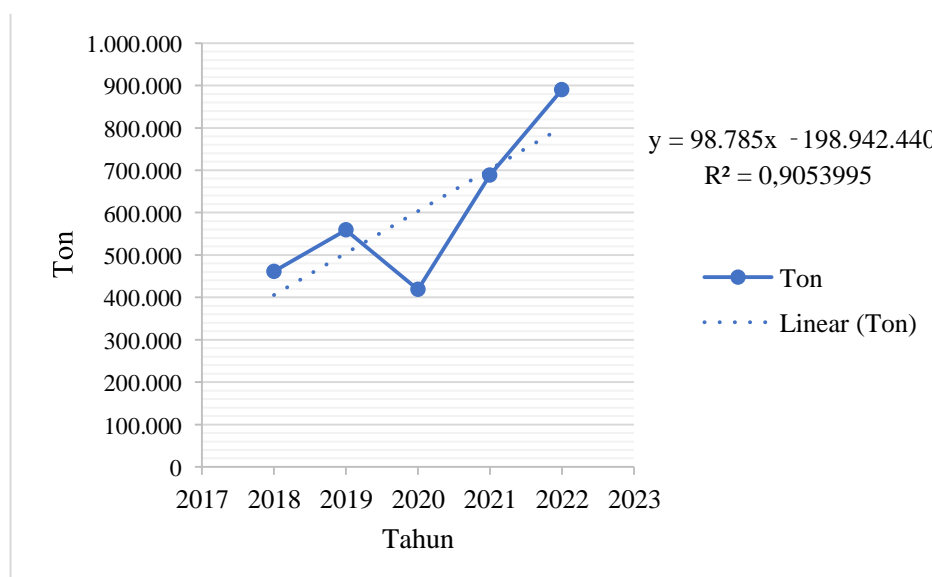
Tabel 1.2 Data Impor *Paraxylene* di Indonesia

Tahun	Ton
2018	461.021,044

2019	558.824,315
2020	418.336,275
2021	688.357,239
2022	890.179,789

(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2023)

Dalam kurun waktu 5 tahun terakhir terdapat kenaikan import *Paraxylene* dalam negeri. Hal ini menunjukkan bahwa kebutuhan *Paraxylene* dalam negeri masih tinggi walaupun tetap ada penurunan drastis di tahun 2020, tetapi pada tahun sesudahnya bertahap naik.



Gambar 1.1 Data Impor *Paraxylene* di Indonesia

Menghitung impor *Paraxylene* tahun berikutnya maka menggunakan persamaan garis lurus: $y = ax + b$

Keterangan : y = kebutuhan impor *Paraxylene*, Ton/tahun

x = tahun b = intercept a = gradien garis

miring

Diperoleh persamaan garis lurus: $y = 98.785 (x) - 198.942.440$ Dari persamaan di atas maka dapat diketahui bahwa kebutuhan etilen di Indonesia pada tahun 2027 adalah : $y = 98.785 (x) - 198.942.440$ $y = 98.785 (2027) - 198.942.440$ $y = 1.294.755$ Ton/ Tahun Persamaan garis lurus yang didapatkan adalah sebagai berikut: $y = 98.785 (x) - 198.942.440$, dimana x adalah jumlah

tahun yang dihitung dari tahun 2018 sampai tahun yang akan dihitung, sedangkan Y adalah kebutuhan *Paraxylene* pada tahun tertentu dalam satuan ton. Dengan menggunakan persamaan tersebut maka perkiraan kebutuhan impor *Paraxylene* di Indonesia pada tahun 2027 sebanyak 1.294.755 Ton/ Tahun. sehingga hasil ekstrapolasi dapat dilihat pada Tabel 1.4 berikut.

Tabel 1.3 Data Ekstrapolasi Impor *Paraxylene* di Indonesia

Tahun	Jumlah (Ton/Tahun)
2023	899.615
2024	998.400
2025	1.097.185
2026	1.195.970
2027	1.294.755

(Data Ekstrapolasi, 2023)

Hasil prediksi dari tabel 1.4 menunjukkan bahwa kebutuhan paraxylene di Indonesia pada tahun 2027 mencapai 1.294.755 Ton/Tahun. Dari hasil pemaparan di atas dapat diketahui kebutuhan asam perasetat didalam negeri.

1.6.2 Kapasitas Pabrik *Paraxylene* di Berbagai Negara

Paraxylene merupakan bahan intermediate yang banyak digunakan oleh industri hulu di dunia. Menurut Zagita & Adiwijaya, 2016 kapasitas pabrik paraxylene yang ada di dunia dapat dilihat pada Tabel 1.5.

Tabel 1.4 Kapasitas pabrik *Paraxylene* di berbagai negara

Nama Perusahaan	Negara	Kapasitas (Ton/Tahun)
Pamex	Mexico	280.000
Petronas	Malaysia	350.000
Mitsubishi Oil	Jepan	370.000
Formoca Chemical & Fiber Corp	Taiwan	450.000
Chevron Philips	USA	454.000
Chemical		

(Sumber : Zagita & Adiwijaya, 2016)

Berdasarkan dari kapasitas - kapasitas pabrik yang sudah ada di dalam negeri seperti yang ditunjukkan pada table 1.5, diasumsikan bahwa sampai dengan tahun 2027 tidak ada pabrik *Paraxylene* baru yang berdiri di dalam negeri, maka jumlah produksi *Paraxylene* di Indonesia pada tahun 2027 sebesar 820.000 ton/tahun yaitu PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama (kapasitas 550.000 ton/tahun dan PT. Pertamina (kapasitas 270.000 ton/tahun).

Pada hasil proyeksi import tahun 2027 diperoleh sebesar 1.294.755 ton/tahun dan data proyeksi tersebut ditotalkan dengan jumlah kapasitas produksi yang ada di dalam negeri, diperoleh sekitar 2.114.755 ton/tahun sebagai data pasokan (*supplay*). Asumsi bahwa data pasokan (*supplay*) tersebut hanya untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Pada kondisi tersebut peluang kapasitas produksi dari pabrik yang akan didirikan merupakan substitusi import.

Berdasarkan kebutuhan tersebut maka diambil peluang kapasitas pabrik sebesar 7,1% dari nilai import atau sebesar 150.000 ton/tahun.

Berdasarkan pernyataan diatas, kapasitas pabrik *Paraxylene* yang akan dirancang dipilih sebesar 150.000 ton/tahun. Di asumsikan dengan kapasitas tersebut sudah mendapatkan keuntungan yang cukup besar.

1.7 Pemilihan Proses

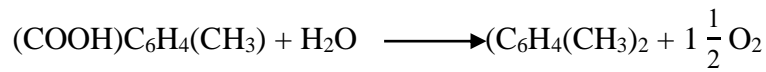
Proses pembuatan *Paraxylene* dapat dilakukan dengan berbagai cara, yaitu:

1.7.1 Proses Ekstraksi Aromatis (*Extraction of aromatics*)

Ekstrak yang mengandung benzena, toluena, xilena, dan etilbenzena kemudian dipisahkan. Benzena dan toluena diperoleh secara terpisah, sedang etilbenzena dan xilena diperoleh sebagai campuran dan untuk memisahkannya dilakukan melalui teknik superfractination (Alain Chauvel, 1989).

1.7.1.1 Analisa Ekonomi Awal Proses Ekstraksi Aromatis

Reaksi pembuatan *Paraxylene* :



(Asam P-Toluat) + (Air) \longrightarrow (P-Xylene) + Oksigen

Tabel 1.5 Uji Ekonomi Awal Proses Ekstraksi Aromatis.

Bahan Baku	Berat Molekul (g/mol)	Harga (Rp/kg)
Bahan Baku		
Asam P- Toluat (COOH)C ₆ H ₄ (CH ₃)	172,20	200.000
Produk		
<i>Paraxylene</i>	106,16	120.000
Oksigen	32	16.392

Bahan baku :

$$\begin{aligned} \text{Asam P-Toluat } (\text{COOH})\text{C}_6\text{H}_4(\text{CH}_3) &= 1 \text{ mol} \\ &= 1 \text{ mol} \times 171,20 \text{ g/mol} \\ &= 172,20 \text{ g/mol} \\ &= 0,172 \text{ kg} \\ &= 0,184 \text{ kg} \times \text{Rp. } 200.000 \\ &= \text{Rp. } 36.880 \end{aligned}$$

Konversi Produk

$$\begin{aligned} \textit{Paraxylene} (\text{C}_8\text{H}_{10}) &= 1 \text{ mol} \\ &= 1 \text{ mol} \times 106,16 \text{ g/mol} \\ &= 106,16 \text{ g/mol} \\ &= 0,106 \text{ kg} \\ &= 0,106 \times \text{Rp. } 120.000 \\ &= \text{Rp. } 12.720 \end{aligned}$$

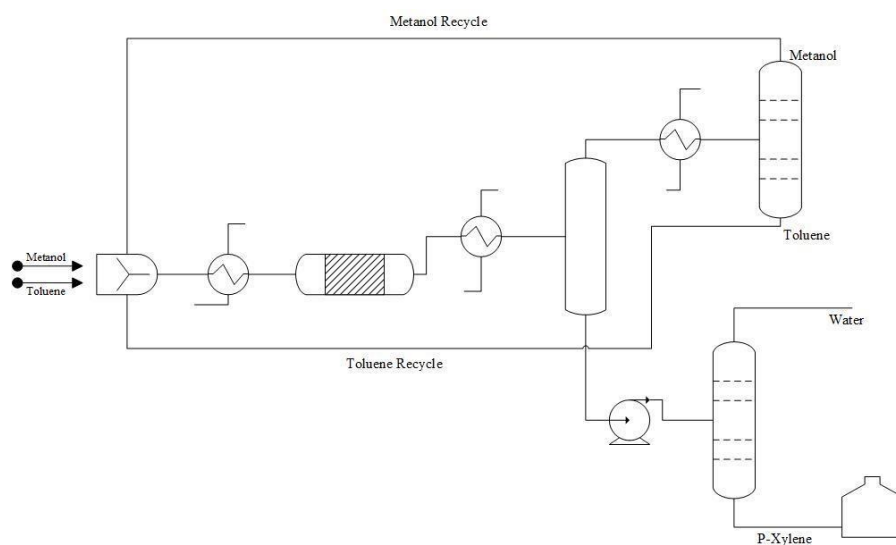
$$\text{oksigen } (\text{O}_2) = 1 \text{ mol}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1 \text{ mol} \times 32 \text{ g/mol} \\
 &= 48 \text{ g/mol} \\
 &= 0,048 \text{ kg} \\
 &= 0,048 \text{ kg} \times \text{Rp.}30.000 \\
 &= \text{Rp.} 1.440
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Analisa Ekonomi /mol} &= \text{Harga Produk} - \text{Harga Bahan Baku} \\
 &= (\text{Rp.}12.720 + \text{Rp.} \text{Rp.} 1.440) - \text{Rp.} 36.880 \\
 &= \text{Rp.} 22.640 - \text{Rp.} 36.880 \\
 &= \text{Rp.} -22.640
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Net Profit Margin} &= \frac{\text{Analisa Ekonomi}}{\text{Bahan baku}} \times 100\% \\
 &= \frac{-22.640}{36.880} \times 100\% \\
 &= -0,61 \%
 \end{aligned}$$

1.7.2 Alkilasi Toluene

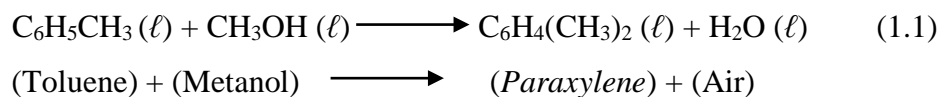


Gambar 1.3 Proses Alkilasi Toluene

Alkilasi merupakan reaksi toluene dengan methanol Umumnya disebut methylasi dari toluene. Sebelum dilakukan produksi, bahan baku toluene

disimpan ditangki penyimpanan dalam fasa cair karena toluene, bahan baku methanol juga diperlukan pada prancangan pembuatan *Paraxylene* ini. Methanol disimpan dalam tangki dalam fasa cair dengan suhu 25 °C bertekanan 1 atm. Toluene (C₇H₈) dalam fasa cair memiliki kemurnian 99% kemudian dipompakan ke mixer dengan tekanan 2,4 atm serta methanol dipompa dengan menggunakan pompa dari tangki bahan baku menuju Mixer dengan tekanan 2,4 atm kemudian dialirkan menuju vaporizer untuk mengubanya menjadi gas dengan suhu 117,5 °C setelah fasa berubah menjadi gas lalu dialirkan menuju HE melalui aliran shell untuk menaikkan suhu menjadi 440 °C sebelum diisikan kedalam reaktor. Tipe reaktor yang digunakan adalah multitube fixed bed reactor. Dimana multitube fixed bed reactor ini merupakan jenis reaktor kimia dalam keadaan banyak fase baik cair dan gas yang dialirkan melalui katalis padatan ZSM-5. Reaksi yang terjadi dalam reaktor adalah reaksi eksotermis.

Berikut reaksi yang terjadi di dalam reaktor :



Kemudian umpan keluaran kondensor parsial dialirkan menuju Menara Destilasi pertama. Adapun tujuan dari Menara Destilasi Pertama untuk memisahkan bahan baku toluene dan metanol serta produk yaitu *Paraxylene* dan air Hasil atas adalah berupa metanol dan toluene sisa sedangkan untuk hasil bawah berupa *Paraxylene* dengan konversi 95 % dan air. Hasil bawah yang berupa produk *Paraxylene* dan air diumpankan menuju Menara destilasi kedua. Tujuan dari Menara destilasi kedua adalah untuk melakukan pemisahah produk *Paraxylene* dari air, berdasarkan perbedaan titik didih masing-masing komponen.

1.7.2.1 Analisa Ekonomi Awal Proses Alkilasi Toluene

Reaksi pembuatan *Paraxylene*:



Table 1.6 Uji Ekonomi Awal Proses Alkilasi Toluene.

Bahan Baku	Berat Molekul (g/mol)	Harga (Rp/kg)
Bahan Baku		
Toluene (C ₇ H ₈)	92,14	70.000
Metanol (CH ₃ OH)	32,04	14.000
Produk		
<i>Paraxylene</i> (C ₈ H ₁₀)	106,16	120.000
Air (H ₂ O)	18	0

Bahan baku :

$$\begin{aligned}
 \text{Toluene (C}_7\text{H}_8) &= 1 \text{ mol} \\
 &= 1 \text{ mol} \times 92,14 \text{ g/mol} \\
 &= 92,14 \text{ g/mol} \\
 &= 0,092 \text{ kg} \\
 &= 0.092 \text{ kg} \times \text{Rp. } 70.000 \\
 &= \text{Rp. } 6.440
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Metanol} &= 1 \text{ mol} \\
 \text{(CH}_3\text{OH)} & \\
 &= 1 \text{ mol} \times 32,04 \text{ g/mol} \\
 &= 32,04 \text{ g/mol} \\
 &= 0,032 \times \text{Rp. } 14.000 \\
 &= \text{Rp. } 448
 \end{aligned}$$

Produk samping

$$\begin{aligned}
 \text{Air (H}_2\text{O)} &= 1 \text{ mol} \\
 &= 1 \text{ mol} \times 18.02 \text{ g/mol} \\
 &= 18.02 \text{ g/mol} \\
 &= 0.018 \text{ kg} \\
 &= 0.01802 \text{ kg} \times \text{Rp.} 0
 \end{aligned}$$

$$= \text{Rp. } 0$$

Konversi Produk

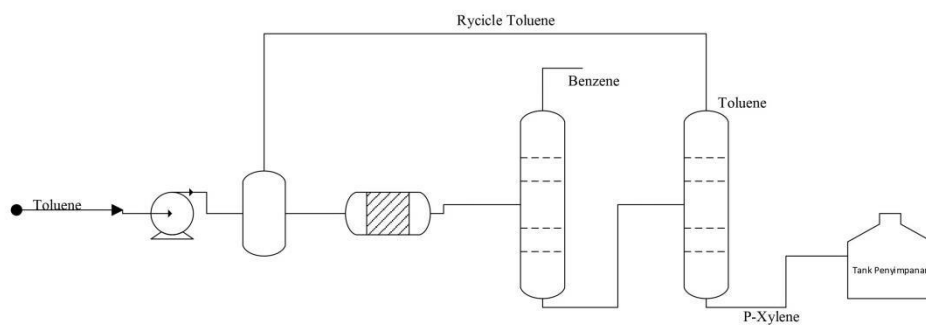
$$\begin{aligned} \text{Paraxylene (C}_8\text{H}_{10}) &= 1 \text{ mol} \\ &= 1 \text{ mol} \times 106,16 \text{ g/mol} \\ &= 106,16 \text{ g/mol} \\ &= 0,106 \text{ kg} \\ &= 0,106 \times \text{Rp. } 120.000 \\ &= \text{Rp. } 12.720 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Analisa Ekonomi /mol} &= \text{Harga Produk} - \text{Harga Bahan Baku} \\ &= \text{Rp. } 12.720 - (\text{Rp. } 6.440 + \text{Rp. } 448) \\ &= \text{Rp. } 12.720 - \text{Rp. } 6.888 \\ &= \text{Rp. } 5.832 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Net Profit Margin} &= \frac{\text{Analisa Ekonomi}}{\text{Bahan Baku}} \times 100\% \\ &= \frac{5.832}{6.888} \times 100\% \\ &= 0,84 \text{ \%} \end{aligned}$$

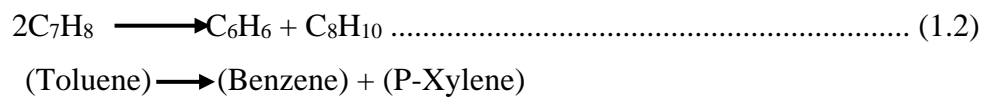
1.7.3 Disproporsi Toluene

Proses disproporsionasi toluene merupakan proses transkilasi secara katalitik dimana dikonversi menjadi benzene dan xylene. Dua mol toluene menjadi menjadi satu benzene dan satu xylene, reaksi dapat ditulis sebagai berikut:



Gambar 1.4 Proses disproporsionasi toluene

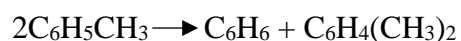
Toluene (C_7H_8) yang merupakan bahan baku dengan kemurnian 97% dipompa dengan menggunakan pompa dari tangki bahan baku, kemudian menuju vaporizer untuk diuapkan. Kemudian dari vaporizer masuk kedalam compressor hingga tekanannya mencapai 21 atm dan suhunya pun naik menjadi 266,23 °C. lalu dari compressor, suhu dinaikkan menggunakan furnace hingga suhunya mencapai 470 °C untuk menyesuaikan suhu dan tekanan di dalam reaktor. Umpan reaktor yang berupa gas yang bersuhu 470 °C dan tekanan 21 atm dimasukkan ke dalam reaktor fixed bed multitube non-adiabatis non-isothermal yang menggunakan katalis zeolite tipe HZSM-5. Reaksi yang terjadi didalam reaktor adalah reaksi eksotermis :



Umpan reaktor yang berupa gas yang bersuhu 470 0C dan tekanan 21 atm dimasukkan ke dalam reaktor fixed bed multitube non-adiabatis non-isothermal yang menggunakan katalis zeolite tipe HZSM-5. Reaksi yang terjadi didalam reaktor adalah reaksi eksotermis. Dari hasil atas Menara Destilasi satu diumpankan ke Menara Destilasi dua, kemudian hasil atas Menara Destilasi dua diperoleh benzene sebagai destilat. Untuk hasil bawah dari menara satu di masukkan ke Kristalizer untuk mengkristalkan *Paraxylene* dengan konversi 85 %. *Paraxylene* yang telah mengkristal. dipisahkan dari mother liquor dengan menggunakan, lalu Kristal *Paraxylene* dilelehkan di melter sebelum disimpan di tangki penyimpanan produk *Paraxylene* .

1.7.3.1 Proses Disporporsi Toluene

Reaksi pembuatan *Paraxylene* :



Tabel 1.7 Uji Ekonomi Awal Proses Disporporsi Toluene.

Bahan Baku	Berat Molekul (g/mol)	Harga (Rp/kg)
Bahan Baku Toluene (C_7H_8)	92,14	70.000

Produk		
<i>Paraxylene</i> (C ₈ H ₁₀)	106,16	120.000
Benzene (C ₆ H ₆)	74,114	16.392

Bahan baku :

$$\begin{aligned}
 \text{Toluene (C}_7\text{H}_8\text{)} &= 2 \text{ mol} \\
 &= 2 \text{ mol} \times 92,14 \text{ g/mol} \\
 &= 184,28 \text{ g/mol} \\
 &= 0,184 \text{ kg} \\
 &= 0,184 \text{ kg} \times \text{Rp. } 70.000 \\
 &= \text{Rp. } 12.880
 \end{aligned}$$

Konversi Produk

$$\begin{aligned}
 \textit{Paraxylene} \text{ (C}_8\text{H}_{10}\text{)} &= 1 \text{ mol} \\
 &= 1 \text{ mol} \times 106,16 \text{ g/mol} \\
 &= 106,16 \text{ g/mol} \\
 &= 0,106 \text{ kg} \\
 &= 0,106 \times \text{Rp. } 120.000 \\
 &= \text{Rp. } 12.720
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Benzene (C}_6\text{H}_6\text{)} &= 1 \text{ mol} \\
 &= 1 \text{ mol} \times 74,114 \text{ g/mol} \\
 &= 74,114 \text{ g/mol} \\
 &= 0,074 \text{ kg} \\
 &= 0,074 \text{ kg} \times \text{Rp. } 16,392 \\
 &= \text{Rp. } 1.213
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Analisa Ekonomi /mol} &= \text{Harga Produk} - \text{Harga Bahan Baku} \\
 &= (\text{Rp. } 12.720 + \text{Rp. } 1.213) - \text{Rp. } 12.880 \\
 &= \text{Rp. } 13.933 - \text{Rp. } 12.880 \\
 &= \text{Rp. } 1.053
 \end{aligned}$$

$$\text{Net Profit Margin} = \frac{\text{Analisa Ekonomi}}{\text{Bahan Baku}} \times 100\%$$

$$= \frac{1.053}{12.880} \times 100\%$$

$$= 0,08 \%$$

1.7.4 Perbandingan Proses Pembuatan *Paraxylene*

Berdasarkan ketiga proses diatas yaitu proses Proses Ekstraksi Aromatis, Alkilasi Toluene dan disproporsionasi toluene. Ketiga proses tersebut memiliki parameter yang berbeda-beda. Berdasarkan perbedaan parameter-parameter tersebut sistem pembuatan *Paraxylene* yang ada sebagaimana dilihat pada Tabel 1.8

Tabel 1.8 Perbandingan Proses Pembuatan *Paraxylene*

Parameter	Ekstraksi Aromatis	Alkilasi Toluene	Disproporsionasi Toluene
Bahan	C aromatis	Toluene dan Metanol	Toluene
Reaktor	<i>Fixed bed reactor</i>	<i>Fixed bed reactor</i>	<i>Fixed bed reactor</i>
Reaksi samping	Tidak ada	Tidak ada	Tidak ada
Suhu Operasi	330 °C	400 - 480 °C	470 °C
Tekanan Operasi	10 atm	2 - 3 atm	21 atm
Katalis	-	ZSM-5	ZSM-5
Konversi	85 %	95 %	85 %
Ekonomi awal	Rp. -14.240	Rp. 14.280	Rp. 7.107

(Sumber: Mc.Ketta, 1984)

Berdasarkan tabel 1.1 dapat dipilih yaitu proses pembuatan *Paraxylene* dengan proses Alkilasi Toluene dengan pertimbangan sebagai berikut :

Berdasarkan penjelasan dari ketiga proses diatas maka dipilih proses alkilasi toluene karena mempertimbangkan kemurnian dari produk serta memiliki tekanan yang lebih kecil yaitu sekitar 2 - 3 atm dibandingkan dengan disproporsi toluene yang memerlukan tekanan hingga 21 atm dan proses Proses ekstraksi aromatis yang memerlukan tekanan hingga 10 atm. sehingga dapat menghemat

biaya serta waktu dalam proses kemudian berimbas pada life time dari katalis itu sendiri.

1.8 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika berfungsi untuk penentuan sifat reaksi berjalan secara eksotermis atau endotermis. Secara termodinamika reaksi sintesis asam perasetat dapat dilihat dari harga entalpi, energi gibbs dan konstanta kesetimbangannya. Diketahui pada temperatur 298 K (Yaws, 1999) :

Tabel 1.9 Harga $\Delta H^{\circ}f$ dan $\Delta H^{\circ}G$ masing-masing komponen

Komponen	$\Delta H^{\circ}f$ (kJ/mol)	$\Delta H^{\circ}G$ (kJ/mol)
C ₇ H ₈	50,2	122,3
CH ₃ OH	-200,9	-162,2
C ₈ H ₁₀	18	121,5
H ₂ O	-241,8	-228,59

$$\Delta H^{\circ}_{298} = \sum \Delta H^{\circ}f \text{ produk} - \sum \Delta H^{\circ}f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H^{\circ}_{298} = \Delta H^{\circ}f (\text{H}) + \Delta H^{\circ}f (\text{H}_2\text{O}) - \Delta H^{\circ}f (\text{H}) + \Delta H^{\circ}f (\text{HOH})$$

$$\Delta H^{\circ}_{298} = ((18 \text{ kJ/mol}) + (-241,8 \text{ kJ/mol})) - ((50,2 \text{ kJ/mol}) + (-200,9 \text{ kJ/mol}))$$

$$\Delta H^{\circ}_{298} = -223,18 - (-150,7)$$

$$\Delta H^{\circ}_{298} = -73,1 \text{ kJ/mol}$$

Reaksi yang terjadi pada reaksi diatas merupakan reaksi eksotermis karena harga *enthalpy* reaksi bernilai negatif sehingga reaksi melepaskan panas.

1.9 Uraian Proses

1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Bahan baku toluene (C_7H_8) dari PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama disimpan pada fase cair dengan suhu $25\text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan 1 atm dalam tangki penyimpanan (T-101). Bahan baku metanol (CH_3OH) disimpan dalam tangki penyimpanan (T-102) pada fase cair dengan suhu dengan suhu $25\text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan 1 atm. Bahan baku toluene (C_7H_8) diperoleh di pasaran dengan kemurnian 99% berat, sedangkan hidrogen (CH_3OH) diperoleh dengan kemurnian 99 % berat.

Toluene cair dari tangki penyimpanan (T-101) dengan kondisi $25\text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan 1 atm bersama metanol cair dari tangki penyimpanan (T-102) dengan kondisi $25\text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan 1 atm yang dicampur dengan metanol dari *recycle* keluaran kondenser yang telah disesuaikan tekanan dan temperaturnya dialirkan dengan pompa menuju *heat exchanger* (HE-101) untuk ditingkatkan temperaturnya menjadi $250\text{ }^\circ\text{C}$. Steam yang digunakan untuk menaikkan suhu sampai $250\text{ }^\circ\text{C}$ adalah panas produk keluaran reaktor (R-201) yang akan dialirkan menuju distilasi (D-301). Campuran gas toluene dan metanol kemudian diumpankan ke dalam heater (H-101) untuk mencapai kondisi operasi reaktor pada temperatur $450\text{ }^\circ\text{C}$. campuran gas toluene dan metanol kemudian diumpankan kedalam reaktor (R-201).

2. Tahap Pembentukan Produk

Bahan baku yang telah disiapkan dimasukkan dalam reaktor (R-201) yang beroperasi secara non isothermal dan non adiabatik dimana reaksi dijaga pada suhu operasi pada $450\text{ }^\circ\text{C}$. Toluene dan metanol dialirkan ke dalam reaktor melalui katalis ZSM-5 dengan kecepatan tertentu sehingga katalis akan bergejolak sedemikian rupa sehingga membantu terjadinya reaksi. Di dalam reaktor terjadi reaksi pembentukan *Paraxylene* dan air. Reaksi yang terjadi didalam reaktor :



Reaksi yang terjadi adalah reaksi eksotermis, sehingga akan melepaskan panas yang dapat menaikkan suhu dalam reaktor. Panas yang dihasilkan dari reaksi ini diserap oleh media pendingin air sehingga kondisi operasi reaktor tetap stabil.

3. Tahap Pemisahan Produk

Produk reaktor yang berupa gas, metanol berlebih, *Paraxylene* dan air dikondensasikan dalam *heat exchanger* (HE-101) sehingga suhunya berubah menjadi 144 °C. Campuran keluaran *heat exchanger* diumpankan menuju *cooler* (C-201) untuk menurunkan suhu menjadi 115 °C dengan tekanan 2,4 atm. Selanjutnya diumpankan menuju menara distilasi (D-301) Pada distilasi (D-301) terjadi pemisahan antara metanol, *Paraxylene* dan air. Hasil atas adalah metanol yang kembali ke aliran metanol keluaran tangki penyimpanan metanol. Hasil bawah yang merupakan air dan *Paraxylene* diumpankan kembali menuju distilasi (D-302) untuk memisahkan air dan *Paraxylene*. Hasil atas distilasi (D-302) berupa air yang akan dialirkan ke utilitas dan hasil bawah distilasi (D-202) berupa produk *Paraxylene* dengan suhu 138,5 °C dan dialirkan ke *cooler* (C-303) untuk menurunkan suhu *Paraxylene* menjadi 30 °C.

1.10 Pemilihan Lokasi Pabrik

Dalam perencanaan suatu pabrik, penentuan lokasi suatu pabrik merupakan salah satu faktor utama dalam menentukan keberhasilan suatu pabrik. Oleh karena itu, pemilihan dan penentuan lokasi pabrik yang tepat merupakan salah satu faktor yang sangat penting dalam suatu perencanaan pabrik. Lokasi geografis dari suatu pabrik akan sangat berpengaruh pada kegiatan pabrik baik penyediaan bahan baku, proses produksi dan distribusi produk yang akan berpengaruh pada kelangsungan hidup dan perkembangan pabrik. Lokasi pabrik umumnya ditetapkan atas dasar orientasi bahan baku dan pasar sehingga dapat bersifat ekonomis. Dari pertimbangan-pertimbangan tersebut maka pabrik *Paraxylene* akan didirikan di Tuban Jawa Timur. Pemilihan lokasi di Tuban didasarkan atas beberapa pertimbangan yang secara praktis menguntungkan dari segi ekonomis dan dari segi teknisnya.

1.10.1 Ketersediaan Bahan Baku

Faktor primer penentuan lokasi pabrik yaitu ketersediaan akan bahan baku yang digunakan dalam produksi.

1. Penyediaan Bahan Baku

Lokasi pabrik dekat dengan penyediaan bahan baku dan pemasaran produk agar dapat meminimalkan biaya transportasi. Bahan baku dari pabrik *Paraxylene* ini adalah toluene yang rencananya akan didatangkan dari PT. Trans Pacific Chemical Indotama yang berlokasi di Tuban Jawa Timur serta bahan baku utama lainnya yakni metanol yang akan didatangkan dari PT. Metanol Bunyu yang terletak di pulau Bunyu Kalimantan Timur. Sedangkan bahan baku lainnya dapat mengikuti dikarenakan akses transportasi yang mudah.

2. Pemasaran Produk

Paraxylene adalah bahan kimia penting dalam proses pembuatan plastik botol PET dan serat polyester. *Paraxylene* secara luas digunakan sebagai bahan baku dalam produksi industri kimia lainnya, *purified terephthalic acid* (PTA) dan *dimethyl terephthalate* (DMT). Keduanya digunakan untuk memproduksi *polyester polyethylene terephthalate* (PET), salah satu jenis plastik. Seperti diketahui, bahwa saat ini permintaan untuk botol PET sedang meningkat. Hal ini dikarenakan peningkatan permintaan PET untuk botol minuman cepat saji dan botol air mineral, sehingga meningkatkan permintaan *Paraxylene* di pasaran.

3. Ketersediaan Energi dan Air

Lokasi pabrik seharusnya dekat dengan sumber energi dan air, karena air merupakan kebutuhan yang sangat penting dalam suatu pabrik seperti dalam unit proses, pendingin, pemanas (steam), kebutuhan sanitasi maupun domestic dan kebutuhan-kebutuhan lainnya. Sumber air yang biasa digunakan berasal dari air laut, air sungai, dan air danau. Wilayah Tuban Jawa Timur yang kita tahu memiliki sungai bersumber dari mata air pegunungan yang bersih dapat menjadi nilai plus untuk ketersediaan akan kebutuhan air.

4. Kondisi Geografis dan Sosial

Pemilihan lokasi pabrik sebaiknya didirikan di daerah yang stabil dari gangguan bencana alam seperti banjir, gempa bumi, dan bencana alam lain. Kebijakan dari pemerintah setempat juga menjadi faktor yang penting dalam pemilihan lokasi pabrik. Kondisi social masyarakat diharapkan dapat memberi dukungan terhadap operasional pabrik sehingga lokasi pabrik yang dipilih adalah lokasi yang masyarakatnya dapat menerima keberadaan pabrik tersebut.

Faktor sekunder yang dapat mempengaruhi penentuan lokasi pabrik adalah sebagai berikut :

- a. Dekat dengan air sungai
- b. Sarana dan prasarana yang baik berupa transportasi, jalan dan listrik yang memadai.
- c. Bukan daerah yang subur sehingga limbah dari pabrik tidak mengganggu lahan pertanian.

1.10.2 Sarana Transportasi

Transportasi dapat mempengaruhi kelancaran produksi suatu pabrik, karena dalam pengiriman produk maupun penyediaan bahan baku sangat bergantung pada transportasi, transportasi dalam suatu industri dapat mempermudah dan melancarkan dalam proses pengiriman. Oleh sebab itu maka pabrik *Paraxylene* ini didirikan dengan beberapa pertimbangan antara lain Transportasi yang tersedia, dekat dengan pelabuhan, bahan baku dan pasar.

1.10.3 Pemilihan Lokasi Pabrik

Berdasarkan faktor - faktor penentuan lokasi pabrik diatas, maka Lokasi pabrik berada direncanakan akan didirikan di Tuban Jawa Timur tepatnya di daerah Remen, Jenu, Kabupaten Tuban – Jawa Timur. Alasan pemilihan lokasi ini adalah karena lokasi pabrik dekat dengan bahan baku toluene dari PT. Trans Pacifik Petrochemical Indotama.



Gambar 1.5 Rencana Lokasi Perancangan Pabrik

1.10.4 Sumber Daya Manusia

Tenaga kerja adalah elemen yang penting dalam pengoperasian suatu pabrik untuk memperlancar jalannya suatu proses industri dibutuhkan tenaga kerja yang terdidik dan terampil. Jawa Timur merupakan kawasan industri yang sudah mapan. Sehingga untuk mendapatkan tenaga kerja ahli ataupun tenaga kerja biasa cukup mudah dari daerah sekitar industri.

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

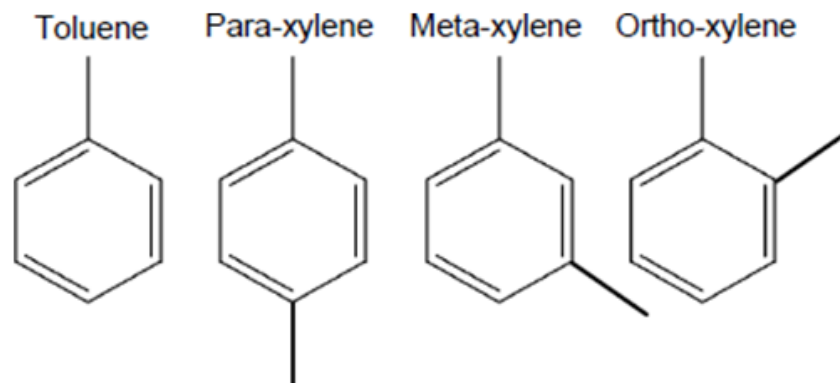
2.1 *Paraxylene*

Paraxylene atau yang disebut juga 1,4 dimetilbenzen merupakan senyawa hidrokarbon aromatis dengan rumus molekul C_8H_{10} , memiliki wujud cairan tidak berwarna, dan mempunyai bau yang baik. *Paraxylene* dapat dihasilkan dengan beberapa proses seperti, ekstraksi aromatis, alkilasi toluene, adsorpsi dan isomerisasi etilbenzen, kristalisasi dan isomerasi xylene dan disproportionasi toluene.

Sebelum pecahnya Perang Dunia II, bahan baku pembuatan senyawa hidrokarbon aromatik, termasuk juga *para-xylene* ini berasal dari batubara (*coal tar*) yang diproses dengan likuifaksi. Namun setelah Perang Dunia II berakhir, kebutuhan *para-xylene* ini semakin meningkat dan bahan baku batubara tidak mencukupi lagi. Maka pada tahun 1949, di Amerika Serikat mulai dikembangkan proses dengan reaksi hidroforming fraksi-fraksi naphtha yang berasal dari proses distilasi bahan baku minyak bumi (*crude oil*).

Selanjutnya teknologi cara memproduksi *para-xylene* mengalami evolusi besar-besaran dalam kurun waktu 30 tahun belakangan ini. Beberapa teknologi dan peralatan yang modern telah digunakan dalam industri pembuatan *paraxylene*. Dengan sendirinya, kemajuan ini memberikan dampak positif berupa keuntungan ekonomi dan proses produksi bagi produsen industri *para-xylene* karena teknologi yang baru lebih efektif dan efisien.

Para-xylene adalah hidrokarbon aromatik yang mudah terbakar dan tidak berwarna dan beracun. Seperti yang terlihat pada Gambar dibawah ini bahwa paraxylene merupakan campuran gugus aromatik yang terdiri dari 3 isomer yang terdiri dari orto, meta-, dan para. Isomer dari dimethyl benzene, di mana awalan orto, meta, dan para- mengacu pada karbon mana atom pada cincin benzena dua kelompok metil terpasang.



Gambar 2.1 Gugus Fungsi Toluene dan 3 Isomer Xylene

Diantara ketiga isomer tersebut yang paling penting peranannya adalah *para-xylene* yang sebagian besar diarahkan ke produksi berbagai serat, film, dan resin. *Para-xylene* adalah perantara utama di sintesis asam *tetraphthalic* murni (PTA) dan dimetil tereftalat (DMT), keduanya digunakan dalam produksi plastik industri dan poliester. Secara khusus, PTA digunakan dalam produksi resin botol polietilen tereftalat (PET). Relatif lebih kecil jumlah *para-xylene* digunakan sebagai pelarut.

2.2 Toluena

Toluena adalah larutan jernih, tidak berwarna, bersifat volatil dengan bau aromatik menyerupai benzena, dan mudah terbakar dengan titik nyala 4 °C sehingga toluena tergolong ke dalam zat pembakar berbahaya yang signifikan pada suhu ruangan. Toluena banyak digunakan dalam produk rumah tangga antara lain sebagai aerosol, cat kuku, cat, penghilang karat, larutan pembersih dan rokok. Toluena mengiritasi kulit, mata, dan saluran pernafasan dan dapat menyebabkan keracunan sistemik melalui penelanan atau penghirupan dan diserap pelan-pelan melalui kulit. Cara yang paling umum biasanya melalui penghirupan/inhalasi (Bukasa, Koleangan, Aktif, & Kemiri, 2012)

2.3 Metanol

Metanol (*Methyl Alcohol*) adalah suatu senyawa kimia dengan rumus CH_3OH . Produk ini merupakan bahan kimia yang mempunyai sifat tidak berwarna, mudah terbakar, mudah menguap, merupakan cairan yang mudah bergerak dan beracun. Methanol merupakan alkohol yang paling sederhana. terdiri

dan satu atom C. Methanol dapat terbentuk dari reaksi kimia antara CO dengan H₂, CO₂ dengan H₂, namun paling banyak digunakan adalah reaksi antara CO dengan H₂.

Metanol diproduksi dengan mensintesa campuran gas bertekanan yang terdiri atas gas hidrogen, karbon monoksida dan karbon dioksida dengan bantuan katalis campuran dan metal. Tekanan yang dibutuhkan untuk mensintesa gas tergantung pada keaktifan dari partikel katalis.

Methanol diperoleh dari reaksi gas karbon monoksida (CO) dan Hydrogen (H₂) yang merupakan komponen utama dari gas synthesis. Selain dari gas alam, gas synthesis juga dapat diproduksi dari *Naphta*, *Heavy oil*, batubara dan elektrolisis air. Gas alam sebagai bahan dasar pembuatan gas synthesis mempunyai kelebihan antara lain kandungan methane yang cukup tinggi sehingga dapat menghasilkan gas hydrogen yang cukup banyak, selain itu methane juga memiliki struktur molekul sederhana sehingga reaksi methane dengan air untuk menghasilkan hydrogen menjadi lebih mudah. Berdasarkan uraian diatas maka gas synthesis sebagai bahan utama pabrik methanol menarik untuk didirikan.

2.4 Kegunaan Produk

Kegunaan utama dari komersial paraxylene adalah sebagai solvent dalam industri kimia dan campuran bensin. Paraxylene juga digunakan sebagai bahan mentah dari beberapa produk intermediete seperti xylidines, pthalic anhidrid, terephthalic acid dan isophthalic acid. Dalam penggunaan di bidang kimia o-xylene banyak digunakan dalam oksidasi pthalic anhidrid. Metaxylene banyak dikonversi dengan oksidasi menjadi isophthalic acid, tapi kebanyakan digunakan untuk nitrasi pada xylidine.

Di dalam industri paraxylene mempunyai banyak kesamaan penggunaan dengan toluene yang digunakan sebagai solvent dalam penguapan. Paraxylene juga digunakan sebagai bahan pembersih kering untuk spotting. Toluene, paraxylene juga digunakan sebagai pelindung lapisan, sebagai pelarut dalam resin.

2.5 Spesifikasi Bahan Baku

2.5.1 Toluene

Adapun sifat fisik dan kimia dari toluene sebagai berikut :

Tabel 2.1 Sifat Fisik dan Kimia Toluene

No.	Sifat Fisik dan Kimia Toluene	
1.	Rumus molekul	C_7H_8
2.	Massa molekul	92,14 g/mol
3.	Keadaan fisik	Cairan
4.	Warna	Tidak berwarna
5.	Titik didih	110,6 °C (1 atm)
6.	Titik lebur	-95 °C (1 atm)
7.	Tekanan uap	30,89 hPa (21,1 °C)
8.	Temperatur kritis	321 °C
9.	Tekanan kritis	40 atm
10.	Densitas	870 kg/m ³
11.	Bau	Bau aromatik
12.	Ambang bau	0,2 - 69 ppm
13.	Titik nyala	4,4 °C (Cawan tertutup, 1 atm)
14.	Laju penguapan relatif (butilasetat=1)	2,24
15.	Tekanan uap pada 50 °C	: 109 hPa
16.	Kepadatan uap relatif pada 20 °C	3.1
17.	Kepadatan relatif	: 0,87 (20 °C)
18.	Kepadatan relatif campuran gas/udara jenuh	1.6
20.	Kelarutan	Tidak larut dalam air. Larut dalam etanol. Larut dalam eter. Larut dalam aseton. Larut dalam khloroform. Larut dalam karbondisulfida. Larut dalam asam

		asetat. Larut dalam etilasetat. Larut dalam semangot minyak bumi
21.	Viskositas, kinematik	0,69 mm ² /s (20 °C)
22.	Viskositas, dinamis	0,6 mPa.s (20 °C)

(sumber: *safety data sheet toluene*)

2.5.2 Metanol

Adapun sifat fisik dan kimia dari metanol sebagai berikut :

Tabel 2.2 Sifat Fisik dan Kimia Metanol

No.	Sifat Fisik dan Kimia Metanol	
1.	Rumus molekul	CH ₃ OH
2.	Massa molekul	32.04 g/mol
3.	Keadaan fisik	Cairan
4.	Titik didih	64,5°C pada 1,013 hPa
5.	Titik lebur	-98 °C
6.	Titik nyala	10 °C
7.	Densitas	0,792 g/cm ³
8.	Densitas uap relatif	1,11
9.	Tekanan uap	128 hPa pada 20°C
10.	Warna	Tidak berwarna
11.	Bau	Ciri khas
12.	Ambang bau	10 - 20000 ppm
13.	Laju penguapan	6,3
14.	Batas ledakan atas	5,5% (V)
15.	Batas ledakan bawah	44 % (V)
16.	Kelarutan dalam air	Larut (pada 20°C)
17.	Viskositas, dinamis	0,597 mPa.s pada 20°C

(sumber: *safety data sheet metanol*)

2.6 Spesifikasi Produk

2.6.1 *Paraxylene*

Adapun sifat fisik dan kimia dari *paraxylene* sebagai berikut :

Tabel 2.3 Sifat Fisik dan Kimia *Paraxylene*

No.	Sifat Fisik dan Kimia <i>Paraxylene</i>	
1.	Rumus molekul	C ₈ H ₁₀
2.	Berat molekul	106,17
3.	Keadaan fisik	Cairan
4.	Titik didih	138 °C / 280.4 °F
5.	Titik lebur	13 °C / 55,4 °F
6.	Titik nyala	25 °C / 77 °F
7.	Viskositas	0,648 mPa.s (20°C)
8.	Viskositas, dinamis	0,597 mPa.s pada 20°C
9.	Warna	Tidak berwarna
10.	Bau	aromatik
11.	Batas ledakan atas	7,0% (V)
12.	Batas ledakan bawah	1,1 % (V)
13.	Tekanan uap	8 mbar pada 20°C
14.	Densitas uap	3,7 (udara= 1,0)
15.	Berat jenis	0,866
16.	Temperatur Penyalaan Otomatis	465 °C / 869 °F

(sumber: *safety data sheet paraxylene*)

2.6.2 Air

Adapun sifat fisik dan kimia dari air sebagai berikut :

Tabel 2.4 Sifat Fisik dan Kimia Air

No.	Sifat Fisik dan Kimia Air	
1.	Rumus molekul	H ₂ O
2.	Berat molekul	18 g/mol
3.	Keadaan fisik	Cairan
4.	Warna	Tidak berwarna

5.	Titik didih	100 °C
6.	Titik lebur	0 °C
7.	Temperatur Kritis	374 °C
8.	Tekanan kritis	218,3 atm
9.	Tekanan uap	17,535 mm Hg
10.	pH	7

(sumber: *safety data sheet water*)

2.7 Spesifikasi Katalis

Adapun sifat fisik dan kimia dari katalis ZSM-5 sebagai berikut :

Tabel 2.5 Sifat Fisik dan Kimia Katalis ZSM-5

No.	Sifat Fisik dan Kimia Katalis	
1.	Jenis	<i>Silica-Alumina (ZSM-5)</i>
2.	Fasa	Padat
3.	Bentuk	Granul (butiran bola kecil)
4.	Porositas	0,365
5.	Ukuran pori-pori	5,1 x 5,5 Å
6.	Densitas	100-600 kg/m ³
7.	Volume pori	0,13 cm ³ /gram
8.	Diameter	0,738 cm

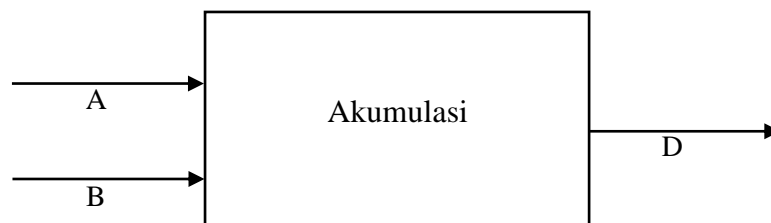
BAB III

NERACA MASSA

3.1 Neraca Massa

Neraca massa adalah prinsip hukum konservasi untuk hukum kekekalan massa yang berbunyi massa tidak dapat diciptakan ataupun tidak dapat dimusnahkan. Hal ini tidak berlaku bagi proses yang menyangkut reaksi-reaksi inti, karena pada reaksi inti terjadi permusnahan massa. Neraca massa adalah suatu perhitungan yang tepat dari semua bahan-bahan yang masuk, yang terakumulasi dan yang keluar dalam waktu tertentu. Di dalam industri kimia proses dapat dilaksanakan secara bertahap (batch) dan secara berkesinambungan (kontinyu). Proses batch yaitu pemasukan reaktan dan pengeluaran hasil dilakukan sekali dalam selang waktu tertentu. Sedangkan proses kontinyu pemasukan reaktan dan pengeluaran hasil dilakukan secara terus-menerus dengan laju tertentu

Prinsip umum neraca massa adalah membuat sejumlah persamaan persamaan yang saling tidak tergantung satu sama lain, dimana persamaan persamaan tersebut jumlahnya sama dengan jumlah komposisi massa yang tidak diketahui. Alur diagram neraca massa dapat dilihat pada Gambar 3.1 dan persamaan neraca massa secara umum terdapat pada persamaan 3.1.



Gambar 3.1 Diagram Neraca Massa

Keterangan :

- A = Massa Masuk
- B = Massa Masuk
- C = Massa Keluar

Persamaan neraca massa:

Massa masuk = massa keluar + massa akumulasi

$$MA + MB + MC = MD + ME + \text{Makumulasi} \dots\dots\dots(3.1)$$

Bila tidak ada massa yang terakumulasi, maka persamaan menjadi

Massa masuk = massa keluar

$$MA + MB + MC = MD + ME \dots\dots\dots(3.2)$$

Persamaan ini dapat diterapkan pada proses kontinyu dengan berdasarkan pada interval waktu tertentu. Jika bahan yang masuk atau keluar berupa campuran beberapa komponen, maka neraca massa dibuat untuk massa keseluruhan dan untuk masing-masing komponen. Proses dalam keadaan mantap (steady) adalah proses dimana semua laju aliran dan komposisi yang masuk dan keluar tetap (tidak tergantung pada waktu). Pada keadaan seperti ini jumlah massa yang terakumulasi yang tetap (laju akumulasi = 0) dan tidak turut diperhitungkan.

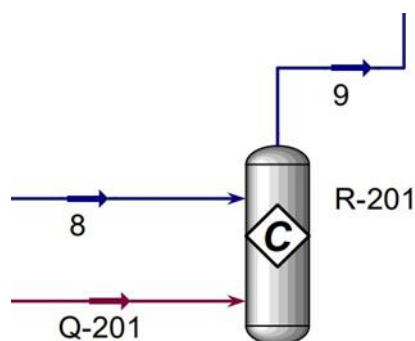
Perhitungan neraca massa untuk pabrik Paraxylene dari Toluene dan Metanol ini dilakukan dengan metode alur mundur, yaitu pertama dilakukan dengan mengambil basis perjam kemudian hasil perhitungan tersebut dikonversikan sesuai kapasitas pabrik.

3.2 Perhitungan Neraca Massa

Adapun perhitungan neraca massa dapat dilihat pada lampiran A. Hasil perhitungan neraca massa pada proses pembuatan Paraxylene dari Toluene dan Metanol adalah sebagai berikut:

Produk	: Paraxylene
Basis perhitungan	: 1 jam operasi
Satuan operasi	: kg/jam
Waktu operasi	: 24 jam
Kapasitas produk	: 150.000 ton/tahun
Waktu kerja pertahun	: 330 hari
Kapasitas produksi perjam	: 18.939,39394 kg/jam

3.2.1 Reaktor (R-201)



Gambar 3.2 Reaktor (R-201)

Berfungsi sebagai tempat terjadinya reaksi antara Toluene dan Metanol sehingga menghasilkan Paraxylene yang akan dihasilkan pada proses selanjutnya.

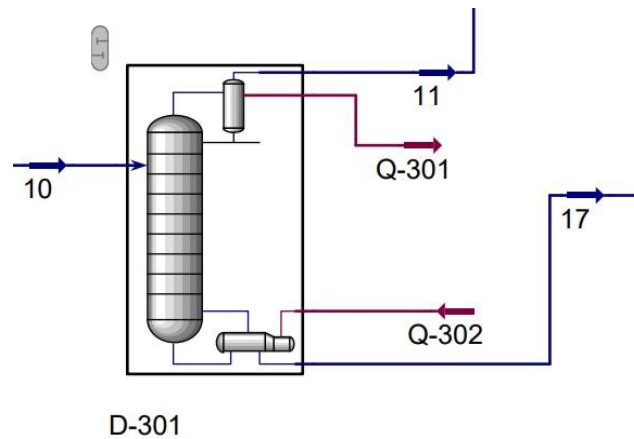
Tabel 3.1 Perhitungan Neraca Massa Reaktor R-201

Komponen	F ⁸	F ⁹
	kg/jam	kg/jam
Toluene		
- C ₇ H ₈	16.438,1665	0
- H ₂ O	32,4641	32,4641
Methanol		
- CH ₃ OH	6.016,7916	300,7198
- H ₂ O	33,8310	33,8310
C ₈ H ₁₀		18.939,3939
H ₂ O		3.213,9523
Total	22.521,3613	22.521.3613

3.2.2 Distilasi 01 (D-301)

Distilasi (D-301) merupakan alat yang digunakan untuk memisahkan methanol, Paraxylene dan air yang masih terkandung didalamnya. Suhu feed masuk sebesar 115,50C dan suhu distilat 64,730C dan suhu battom adalah 111,90C.. Banyaknya feed yang masuk kedalam dan keluar *Distilasi* dapat dihitung dengan menggunakan rumus :

$$\text{Massa Masuk} = \text{Massa Keluar} \dots\dots\dots (3.3)$$



Gambar 3.3 Distilasi (D-301)

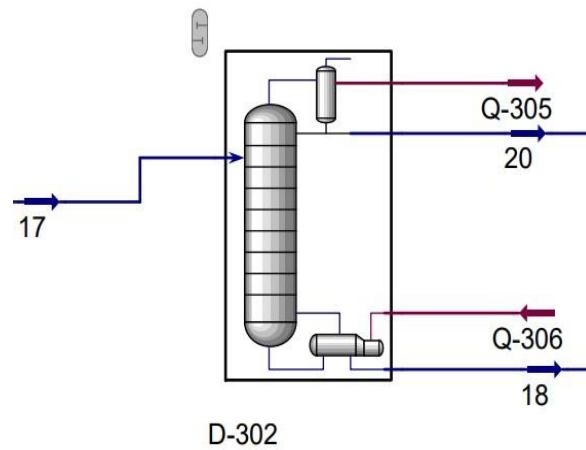
Tabel 3.2 Perhitungan Neraca Massa Total *Distilasi* (D-301)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	<i>Out Reactor</i> (F ¹⁰)	<i>Out Top</i> (F ¹¹)	<i>Out Bottom</i> (F ¹⁷)
CH ₃ OH	300,2504	296,6289	4,6215
C ₈ H ₁₀	18.939,6874	0,7742	18.939,6858
H ₂ O	3.280,1722	1,2780	3.278,8941
Sub Total	22.521,8826	298,6811	22.223,2016
Total	22.521,8826	22.521,8826	

3.2.3 *Distilasi 02 (D-302)*

Distilasi (D-302) merupakan alat yang digunakan untuk memisahkan methanol, Paraxylene dan air yang masih terkandung didalamnya. Suhu feed masuk sebesar 111,90C dan suhu distilat 99,860C dan suhu battom adalah 138,50C. Banyaknya feed yang masuk kedalam dan keluar *Distilasi* dapat dihitung dengan menggunakan rumus :

$$\text{Massa Masuk} = \text{Massa Keluar} \dots\dots\dots (3.4)$$



Gambar 3.4 Distilasi (D-302)

Tabel 3.3 Perhitungan Neraca Massa Total Distilasi (D-302)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	<i>Out Distilasi</i> (301) (F ¹⁷)	<i>Out Top</i> (F ¹⁸)	<i>Out Bottom</i> (F ²⁰)
CH ₃ OH	4,6215	0	4,6215
C ₈ H ₁₀	18.939,6858	18.939,6858	0
H ₂ O	3.278,8941	0	3.278,8941
Sub Total	22.223,2016	18.939,6858	3.283,5141
Total	22.223,2016	22.223,2016	

BAB IV

NERACA ENERGI

4.1 Neraca Energi

Neraca energi adalah cabang keilmuan yang mempelajari kesetimbangan energy dalam sebuah sistem. Neraca energi dibuat berdasarkan pada hukum pertama termodinamika. Hukum pertama ini menyatakan kekekalan energi, yaitu energi tidak dapat dimusnahkan atau dibuat, hanya dapat diubah bentuknya.

4.2 Persamaan Neraca Energi

Perumusan dari neraca energi suatu sistem mirip dengan perumusan neraca massa. Namun, terdapat beberapa hal yang perlu diperhatikan yaitu suatu sistem dapat berupa sistem tertutup namun tidak terisolasi (tidak dapat terjadi perpindahan massa namun dapat terjadi perpindahan panas) dan hanya terdapat satu neraca energi untuk suatu sistem (tidak seperti neraca massa yang memungkinkan adanya beberapa neraca komponen). Panas pembentukan suatu senyawa pada temperatur dapat dihitung dengan persamaan:

- a. Untuk persamaan *unsteady state* :

$$(\text{Energi Masuk}) - (\text{Energi Keluar}) + (\text{Energi Panas ditambah kesistem}) - (\text{Kerja dilakukan sistem}) = (\text{Energi Terakumulasi}) \dots\dots\dots (4.1)$$

- b. Untuk persamaan *steady state* :

$$(\text{Energi Masuk}) - (\text{Energi Keluar}) = (\text{Energi Terakumulasi}) \dots\dots\dots (4.2)$$

- c. Persamaan energi pada proses-proses industri biasanya dapat disederhanakan untuk proses-proses tanpa terakumulasi, sehingga persamaan diatas menjadi lebih sederhana, yaitu (Himmelblue, 1982).

$$E_i = E_o \dots\dots\dots (4.3)$$

Dimana :

E_i = Panas Masuk

E_o = Panas Keluar

Tidak seperti neraca massa yang memiliki variabel produksi, neraca energi tidak memiliki variabel produksi. Hal ini disebabkan energi tidak dapat diproduksi, hanya dapat diubah bentuknya (Himmelblue, 2004).

Jumlah panas masuk dan jumlah panas keluar pada suatu peralatan dapat dihitung dengan persamaan:

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta t \dots\dots\dots(4.4)$$

Dimana:

Q = Jumlah panas yang dihasilkan (kj/jam)

m = Massa (kg/jam)

Cp = Panas spesifik (kj/kmol.K)

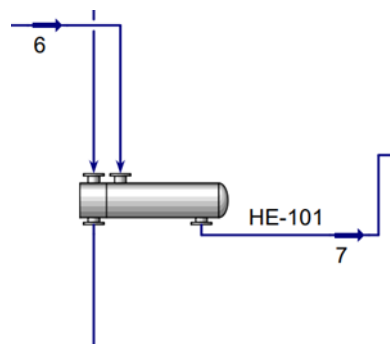
Δt = Perubahan temperatur (K)

(Reklaitis, 1983)

4.3 Hasil Perhitungan Neraca Energi

Perhitungan neraca energi dilakukan untuk keadaan proses sudah mencapai keadaan *Steady State*. Laju alir panas dihitung untuk setiap 1 jam dengan menggunakan aplikasi aspen hysys, sifat termodinamika yang digunakan adalah NRLT (*non random two liquid*), model ini baik untuk mempresentasikan perilaku fasa VLE, LLE, dan VLLE.

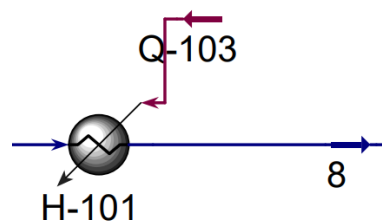
4.3.1 Heat Exchanger-101 (HE-101)



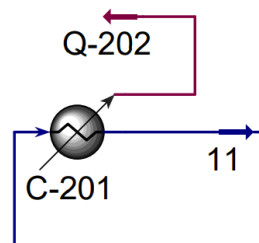
Gambar 4.1 Heat Exchanger – 101

Tabel 4.1 Hasil Perhitungan Pada *Heat Exchanger* (HE-101)

Komponen	Panas Transfer	Panas Terima
	(kJ/Jam)	(kJ/Jam)
Q _{steam}	66.773.279,774	-
Q _{f.dingin}	-	66.773.279,774

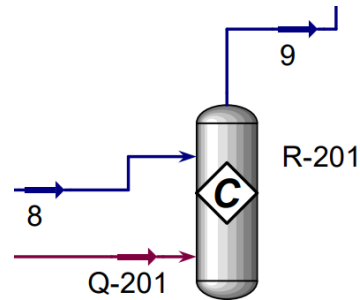
4.3.2 Heater-100 (H-101)**Gambar 4.2** Heater (H-101)**Tabel 4.2** Hasil Perhitungan Pada *Heater* (H-101)

Komponen	Panas Transfer	Panas Terima
	(kJ/Jam)	(kJ/Jam)
Q _{steam}	2683096,686	-
Q _{f.dingin}	-	2683096,686

4.3.3 cooler (C-201)**Gambar 4.3** Cooler (C-201)**Tabel 4.3** Hasil Perhitungan Pada *Cooler* (C-201)

Komponen	Panas Transfer	Panas Terima
	(kJ/Jam)	(kJ/Jam)
Q _{steam}	61007,9363	-
Q _{f.dingin}	-	61007,9363

4.3.4 Fixed Bed Multitube Reactor (R-201)

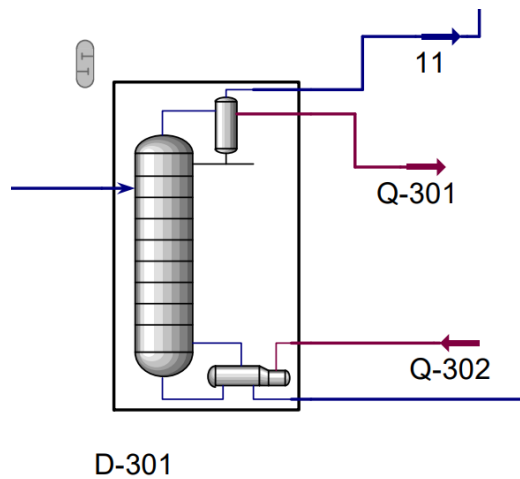


Gambar 4.3 Fixed Bed Multitube Reactor (R-201)

Tabel 4.4 Hasil Perhitungan Pada Fixed Bed Multitube Reactor (R-201)

Komponen	Masuk (Kj/Jam)	Keluar (Kj/Jam)
Qmasuk	8.787.398,963	-
Qkeluar	-	9.351.955,557
Qreaksi	51.526,03802	-
Qpendingin	-	-513.030,5562
Total	8.838.925,001	8.838.925,001

4.3.5 Distilasi (D-301)



Gambar 4.5 Distilasi (D-301)

Tabel 4.5 Hasil Perhitungan Pada Distilasi (D-301)

Komponen	Panas Masuk	Panas Keluar
	(kJ/Jam)	(kJ/Jam)
Q _{in}	707.947,2138	-
Q _{produk bawah}	-	2.129.599,673
Q _{produk atas}	-	14.546,33086
Q _{serap}	-	-1.436.198,79
Total	707.947,2138	707.947,2138

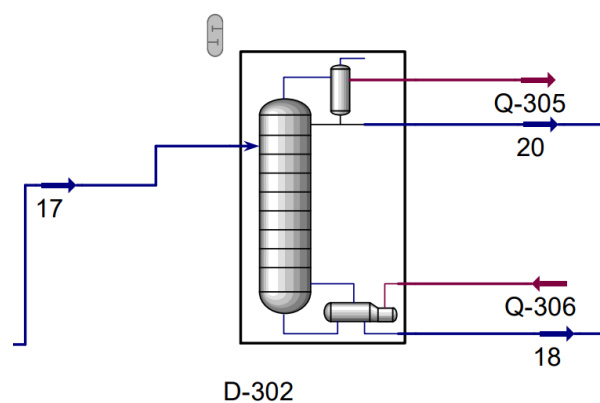
Tabel 4.6 Hasil Perhitungan Pada Condenser

Komponen	Panas Tranfer	Panas Terima
	(kJ/Jam)	(kJ/Jam)
Q _{in}	14.546,33086	-
Q _{out}	-	14.546,33086

Tabel 4.7 Hasil Perhitungan Pada Reboiler

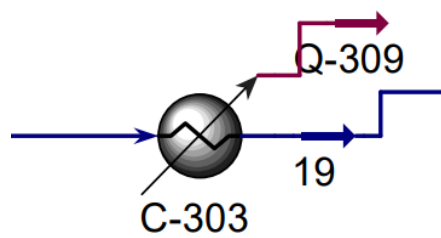
Komponen	Panas Tranfer	Panas Terima
	(kJ/Jam)	(kJ/Jam)
Q _{in}	2.129.599,673	-
Q _{out}	-	2.129.599,673

4.3.6 Distilasi (D-302)

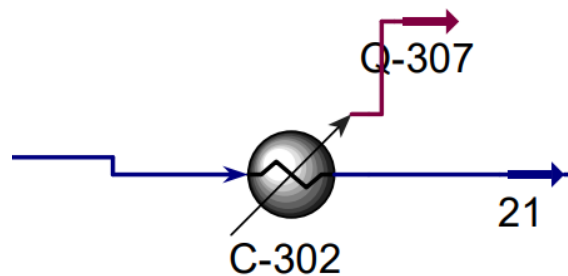
**Gambar 4.6** Distilasi (D-302)

Tabel 4.11 Hasil Perhitungan *Cooler (C-301)*

Komponen	Panas Transfer	Panas Terima
	(kJ/Jam)	(kJ/Jam)
Qf.panas	55.233,06605	-
Qpendingin	-	55.233,06605

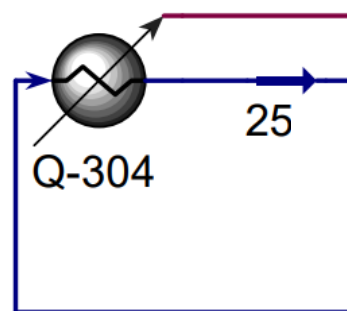
4.3.8 *Cooler (C-303)***Gambar 4.8** *Cooler (C-303)***Tabel 4.12** Hasil Perhitungan *Cooler (C-303)*

Komponen	Panas Transfer	Panas Terima
	(kJ/Jam)	(kJ/Jam)
Qf.panas	1.207.821,731	-
Qpendingin	-	1.207.821,731

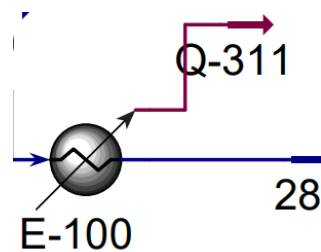
4.3.9 *Cooler (C-302)***Gambar 4.9** *Cooler (C-302)*

Tabel 4.13 Hasil Perhitungan *Cooler (C-302)*

Komponen	Panas Transfer	Panas Terima
	(kJ/Jam)	(kJ/Jam)
Qf.panas	1.223.801,542	-
Qpendingin	-	1.223.801,542

4.3.10 *Cooler (Q-304)***Gambar 4.10** *Cooler (Q-304)***Tabel 4.14** Hasil Perhitungan *Cooler (Q-304)*

Komponen	Panas Transfer	Panas Terima
	(kJ/Jam)	(kJ/Jam)
Qf.panas	-9.295,193106	-
Qpendingin	-	-9.295,193106

4.3.11 *Cooler (E-100)***Gambar 4.11** *Cooler (C-304)*

Tabel 4.15 Hasil Perhitungan *Cooler* (E-100)

Komponen	Panas Tranfer	Panas Terima
	(kJ/Jam)	(kJ/Jam)
Qf.panas	18284068,62	-
Qpendingin	-	18284068,62

BAB V

SPESIFIKASI PERALATAN

Peralatan–peralatan yang digunakan sebagai alat proses (*manufacturing*) pada prarancangan pabrik Paraxylene dengan bahan baku Toluene dan Metanol, direncanakan dengan ukuran dan kapasitas yang sesuai dengan kebutuhan. Pemberian kode pada masing-masing alat berdasarkan literatur dan disesuaikan dengan nama alat dan ukuran. Kode dengan huruf menunjukkan kode peralatan dan kode angka masing-masing menunjukkan unit proses pada angka pertama, urutan alat pada angka kedua dan ketiga.

5.1 Tangki Penyimpanan Toluene (T-101)

T-101 berfungsi untuk menyimpan Toluene. Jenis tangki ini adalah silinder vertikal dengan tutup ellipsoidal pada bagian atas.

Fungsi	: Untuk menyimpan bahan baku berupa Toluene dalam bentuk cair
Bahan Konstruksi	: Stainless steel SA 285 grade C
Bentuk	: Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup ellipsoidal
Dasar Pemilihan	: Umum digunakan untuk menampung gas atau cairan
Temperatur	: 25 °C
Tekanan	: 14,70 psi = 1 atm
Laju alir, W	: 16470,2056 Kg/Jam
Densitas, ρ	: 864,5 Kg/m ³
Lama persediaan, t	: 7 hari
Jumlah tangki	: 1 unit
Volume Ellipsoidal	: 115086,4421 m ³
Volume Silinder	: 20551,15038 m ³
Diameter tangki	: 14,82 m
Volume tangki	: 581,9432 m ³

Tinggi Shell (H)	: 22,2389 m
Tinggi ellipsiodal (h)	: 3,7065 m
Tinggi total (Htotal)	: 25,9454 m
Tebal dinding tangki (t)	: 0,0249 m

5.2 Tangki Penyimpanan Metanol (T-102)

T-102 berfungsi untuk menyimpan metanol. Jenis tangki ini adalah silinder vertikal dengan tutup ellipsiodal pada bagian atas

Kode	: T-102
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon stell SA-283 Grade C</i>
Bentuk	: Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup ellipsiodal
Dasar Pemilihan	: Umum digunakan untuk menampung gas atau cairan
Kondisi Operasi	
Temperatur	: 25 °C
Tekanan	: 1 atm = 14,70 psi
Laju alir, W	: 5796,0465 kg/jam
Densitas, ρ	: 787 kg/m ³
Lama persediaan, t	: 7 hari
Jumlah tangki	: 1 unit
Volume Ellipsiodal	: 164,9701 m ³
Volume Silinder	: 1649,7006 m ³
Jumlah	: 1 unit
Diameter tangki	: 10,8002 m
Volume tangki	: 1649,7006 m ³
Tinggi Shell (H)	: 16,2003 m
Tinggi ellipsiodal (h)	: 2,7000 m
Tinggi total (Htotal)	: 18,9003 m
Tebal dinding tangki (t)	: 0,0154 m

5.3 Tangki Penyimpanan Metan (T-103)

T-103 berfungsi untuk menyimpan produk paraxylene. Jenis tangki ini adalah silinder vertikal dengan tutup ellipsoidal pada bagian atas.

Temperatur	: 30 °C
Tekanan	: 1 atm = 14,70 psi
Laju alir, W	: 18938,2832 kg/jam
Densitas, ρ	: 853,8 kg/m ³
Lama persediaan, t	: 7 hari
Jumlah tangki	: 1 unit
Volume Ellipsoidal	: 496,8582 m ³
Volume Silinder	: 4968,5821 m ³
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	: 1 buah
Diameter tangki	: 15,5970 m
Volume tangki	: 1649,7006 m ³
Tinggi Shell (H)	: 23,3954 m
Tinggi ellipsoidal (h)	: 3,8992 m
Tinggi total (H _{total})	: 27,2947 m
Tebal dinding tangki (t)	: 0,0267 m

5.4 Pompa (P-101)

Fungsi	: Untuk mengalirkan bahan baku Toluena dari tangki T-101 menuju mixer.
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Kondisi operasi	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 35,00°C
Laju alir massa	: 16470,2056 kg/jam
Densitas	: 864,5 kg/m ³ (53,9448 lb/ft ³)
Daya Pompa	: 30,7695 HP
Efisiensi Pompa	: 80%

NPS : 2,5 in

5.5 Pompa (P-102)

Fungsi : Untuk mengalirkan bahan baku Metanol dari tanki T-102 menuju mixer.

Tipe : *Centrifugal pump*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 35,00°C

Laju alir massa : 3283,5141 kg/jam

Densitas : 1007 kg/m³ (62,8368 lb/ft³)

Daya Pompa : 4,8856 HP

Efisiensi Pompa : 80%

NPS : 2,5 in

5.6 Pompa (P-301)

Fungsi : Untuk mengalirkan bahan baku Metanol dari tanki T-102 menuju mixer.

Tipe : *Centrifugal pump*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 35,00°C

Laju alir massa : 3283,5141 kg/jam

Densitas : 1007 kg/m³ (62,8368 lb/ft³)

Daya Pompa : 4,8856 HP

Efisiensi Pompa : 80%

NPS : 2,5 in

5.7 Heater (H-101)

Fungsi : Memanaskan bahan baku keluaran HE dari Suhu 250 °C ke 450 °C

Tipe	: 1-2 <i>shell and tube heat exchanger</i>
Dasar Pemilihan	: Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang besar
Tipe	: 1 – 2 <i>shell and tube heat exchanger</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel SA-51670</i> (Brownell and Young,1959)
Laju alir fluida masuk	: Cair (<i>Shell side</i>) : 38033,3726 kg/jam Cooling Water (<i>Tube side</i>) : 3242,7181 kg/jam
Temperatur Masuk	: <i>Shell side</i> : 250 °C <i>Tube side</i> : 470 °C
Temperatur Keluar	: <i>Shell side</i> : 450 °C <i>Tube side</i> : 450 °C
Jumlah <i>Passes</i>	: <i>Shell side</i> : 1 passes <i>Tube side</i> : 2 passes
Data Konstruksi:	
ID Shell side	: 29 in
Number,Length	: 16'0"
OD,BWG	: ¾ in ,16
ID	: 0,62 in
<i>Pitch</i>	: 1 in <i>square</i>
Jumlah	: 1 unit

5.8 Cooler (E-301)

Fungsi	: Menurunkan temperatur keluaran kompresor dari 30°C ke 68,81 °C
Tipe	: 1-2 <i>shell and tube heat exchanger</i>
Dasar Pemilihan	: Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang kecil
Tipe	: 1-2 <i>shell and tube heat exchanger</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel SA-51670</i> (Brownell and Young, 1959)

Laju alir fluida masuk	: Cair (<i>Shell side</i>)	: 8793,9986 kg/jam
	<i>Steam (Tube side)</i>	: 8793,9986 kg/jam
Temperatur Masuk	: <i>Shell side</i>	: 144,8 °C
	<i>Tube side</i>	: °C
Temperatur Keluar	: <i>Shell side</i>	: 25 °C
	<i>Tube side</i>	: 115,5 °C
Jumlah <i>Passes</i>	: <i>Shell side</i>	: 2 passes
	<i>Tube side</i>	: 4 passes
Data Konstruksi		
ID <i>Shell side</i>	: 15 1/4 in	
Number, Length	: 14'0"	
OD, BWG	: 3/4 in ,16	
ID	: 0,62 in	
<i>Pitch</i>	: 1 in triangular pitch	

5.9 Cooler (C-302)

Fungsi	: Menurunkan temperatur keluaran kompresor dari 135,2°C ke 25 °C	
Tipe	: 1-2 <i>shell and tube heat exchanger</i>	
Dasar Pemilihan	: Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang kecil	
Tipe	: 1-2 <i>shell and tube heat exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel SA-51670</i> (Brownell and Young, 1959)	
Laju alir fluida masuk	: Cair (<i>Shell side</i>)	: 8793,9986 kg/jam
	<i>Steam (Tube side)</i>	: 8793,9986 kg/jam
Temperatur Masuk	: <i>Shell side</i>	: 135,2 °C
	<i>Tube side</i>	: 15 °C
Temperatur Keluar	: <i>Shell side</i>	: 25 °C
	<i>Tube side</i>	: 66,81 °C
Jumlah <i>Passes</i>	: <i>Shell side</i>	: 2 passes

	<i>Tube side</i>	: 4 passes
Data Konstruksi		
ID <i>Shell side</i>		: 15 1/4 in
Number, Length		: 14'0"
OD, BWG		: 3/4 in ,16
ID		: 0,62 in
<i>Pitch</i>		: 1 in triangular pitch

5.10 Cooler (C-303)

Fungsi	: Menurunkan temperatur keluaran kompresor dari 135,2°C ke 25°C	
Tipe	: 1-2 <i>shell and tube heat exchanger</i>	
Dasar Pemilihan	: Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang kecil	
Tipe	: 1-2 <i>shell and tube heat exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel</i> SA-51670 (Brownell and Young, 1959)	
Laju alir fluida masuk	: Cair (<i>Shell side</i>)	: 8793,9986kg/jam
	: <i>Steam (Tube side)</i>	: 8793,9986 kg/jam
Temperatur Masuk	: <i>Shell side</i>	: 30 °C
	: <i>Tube side</i>	: 144,8 °C
Temperatur Keluar	: <i>Shell side</i>	: 66,81 °C
	: <i>Tube side</i>	: 115,5 °C
Jumlah <i>Passes</i>	: <i>Shell side</i>	: 2 passes
	: <i>Tube side</i>	: 4 passes
Data Konstruksi		
ID <i>Shell side</i>		: 15 1/4 in
Number, Length		: 14'0"
OD, BWG		: 3/4 in ,16
ID		: 0,62 in
<i>Pitch</i>		: 1 in triangular pitch

5.11 Cooler (C-201)

Fungsi	: Menurunkan temperatur keluaran kompresor dari 135,2°C ke 25°C	
Tipe	: 1-2 <i>shell and tube heat exchanger</i>	
Dasar Pemilihan	: Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang kecil	
Tipe	: 1-2 <i>shell and tube heat exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel SA-51670</i> (Brownell and Young, 1959)	
Laju alir fluida masuk	: Cair (<i>Shell side</i>)	: 8793,9986 kg/jam
	: Steam (<i>Tube side</i>)	: 8793,9986 kg/jam
Temperatur Masuk	: <i>Shell side</i>	: 135,2 °C
	: <i>Tube side</i>	: 15 °C
Temperatur Keluar	: <i>Shell side</i>	: 25 °C
	: <i>Tube side</i>	: 66,81 °C
Jumlah <i>Passes</i>	: <i>Shell side</i>	: 2 passes
	: <i>Tube side</i>	: 4 passes
Data Konstruksi		
ID <i>Shell side</i>	: 15 1/4 in	
Number, Length	: 14'0"	
OD, BWG	: ¾ in ,16	
ID	: 0,62 in	
<i>Pitch</i>	: 1 in triangular pitch	

5.12 Kompresor (K-101)

Fungsi	: Meningkatkan tekanan bahan baku 1 atm sampai 2,4 atm menuju heater	
Jenis	: <i>Reciprocating Compressor</i>	
Jumlah	: 1 unit	
Laju alir gas masuk	: 302,2305 kg/jam	

Tekanan Awal (P_1)	: 1 atm	
Tekanan keluar (P_2)	: 2,4 atm	
Densitas	: 1,1650 kg/m ³	= 0,43716 lb/ft ³

5.13 Expander (EX-302)

Fungsi	: Menaikkan tekanan bahan baku 1 atm sampai 2,4 atm menuju heater
Jenis	: <i>Reciprocating Compressor</i>
Jumlah	: 1 unit
Laju alir gas masuk	: 1802,6997 kg/jam
Tekanan Awal (P_1)	: 10 atm
Tekanan keluar (P_2)	: 2 atm
Densitas	: 1,0470kg/m ³

5.14 Distilasi (D-302)

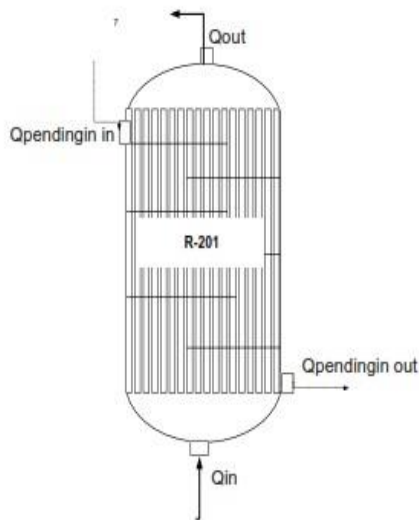
Menara distilasi (D-302) digunakan untuk memisahkan produk dengan air

Diameter <i>tray</i> (D_c)	= 1,29 m	= 50,75 in
Diameter lubang (d_h)	= 0,012 m	= 0,47 in
<i>Hole pitch</i> (l_p)	= 0,03 m	= 1,31 in
Jumlah <i>hole</i>	= 876,82 lubang	
<i>Tray spacing</i>	= 0,55m	= 21,65 in
<i>Tray thickness</i>	= 0,005 m	= 0,197 in
Panjang <i>weir</i>	= 0,94 m	= 37,04 in
Tinggi <i>weir</i>	= 0,05 m	= 1,97 in
Material <i>tray</i>	= Carbon steel (SA-285) grade C Material	
<i>downcomer</i>	= Carbon steel (SA-285) grade C	

BAB VI

TUGAS KHUSUS

6.1 Reaktor *fixed bed multitube* (R-201)/ Ariken Subriandi (190140025)



Gambar 6.1 Reaktor *fixed bed multitube*

Reaktor *fixed bed multitube* merupakan reaktor dimana gas bereaksi dengan cara melewati *tube* (pipa) dengan kecepatan tinggi. Reaktor *fixed bed multitube* pada hakikatnya hampir sama dengan pipa dan relatif cukup mudah dalam perancangannya. Produk secara selektif ditarik dari reaktor sehingga keseimbangan dalam reaktor secara kontiniu bergeser membentuk lebih banyak produk. Dalam reaktor *fixed bed multitube*, satu atau lebih reaktan dipompakan kedalam suatu pipa. Beberapa hal penting dalam reaktor alir pipa adalah:

1. Perhitungan dalam reaktor *fixed bed multitube* mengasumsikan tidak terjadinya pencampuran dan reaktan bergerak secara aksial bukan radial.
2. Umumnya reaktor *fixed bed multitube* memiliki konversi yang lebih besar dibandingkan dengan reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) dalam volume yang sama, artinya dengan waktu tinggal yang sama reaktor alir pipa

memberikan hasil yang lebih besar dibandingkan RATB.

Reaktor *fixed bed multitube* pada perancangan ini berfungsi untuk merekasikan antara etilen dengan air dalam fasa gas. Adapun langkah yang dilakukan dalam perancangan reaktor adalah:

1. Menentukan kondisi operasi.
2. Melakukan perhitungan Neraca Massa.
3. Menghitung densitas, laju alir volumetrik serta kinetika reaksi.
4. Menghitung waktu tinggal serta volume reaktor.
5. Menghitung dimensi reaktor (diameter reaktor, tinggi reaktor, tebal *shell*, tebal *head*, tinggi *head*, serta tinggi dan berat keseluruhan).

6.1.1 Pemilihan Jenis Reaktor

Pemilihan jenis reaktor dipengaruhi oleh faktor-faktor sebagai berikut:

1. Fasa reaktan dan hasil reaksi
2. Tipe reaksi dan persamaan kecepatan reaksi serta ada tidaknya reaksi samping
3. KapasitasProduksi
4. Harga dan biaya instalasinya
5. Kemampuan reaktor untuk menyediakan permukaan yang cukup untuk perpindahan panas.

6.1.2 Menentukan Jenis Reaktor

Reaktor yang dipilih adalah reaktor *fixed bed multitube* dengan beberapa alasan pemilihan seperti:

1. Reaksi yang berlangsung merupakan reaksi dalam fase gas dengan katalis padat
2. Umur katalis panjang
3. Reaksi berjalan secara kontinyu.
4. Jenis reaksinya adalah eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin dapat berlangsung secara optimal.

5. Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor.
6. Pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe *shell and tube*.
7. Asumsi pencampuran sempurna sepanjang arah aliran.

6.1.4 Menentukan Bahan Konstruksi Reaktor

Bahan konstruksi yang digunakan adalah *Stainless steel SA 167 grade 11 type 316* dengan pertimbangan:

1. Tahan terhadap korosi, faktor korosi (C) = 0,25in/tahun
2. Mempunyai *allowable stress* yang cukup tinggi yaitu 12.650psi
3. Bisa digunakan pada temperatur diatas 300°C
4. Tipe pengelasan yaitu *Double Welded Bult Joint* (E =0,80).

Adapun rangkuman spesifikasi reaktor yang digunakan pada prarancangan pabrik Paraxylene dari Toluene dan metanol dengan menggunakan proses alkilasi toluene dapat dilihat pada tabel 6.1.

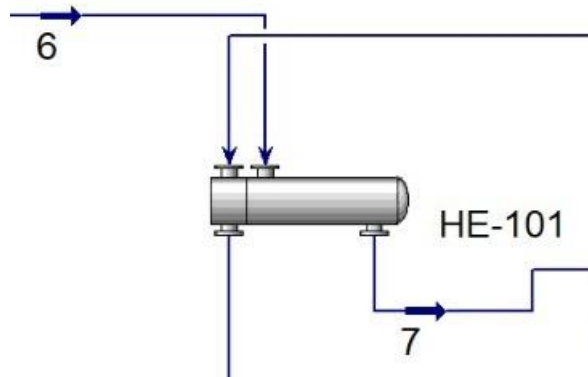
Tabel 6.1 Spesifikasi Pada reaktor prarancangan pabrik Paraxylene

Fungsi	Tempat Mereaksikan Toluene dan metanol dengan penambahan katalis menghasilkan produk Paraxylene	
Kode	R-201	
Alasan pemilihan	<ol style="list-style-type: none"> a. Reaksi yang berlangsung merupakan reaksi dalam fasa gas. b. Reaksi berjalan secara kontinyu c. Jenis reaksinya adalah eksotermis 	
Jenis	Reaktor <i>fixed bed multitube</i>	
Kondisi Operasi	Tekanan	: 2,4 atm
	Temperatur	: 450 °C

Dimensi	Diameter dalam pipa (ID):	0,04826 m
	Diameter luar pipa	: 0,040894 m
	Jumlah <i>tube</i>	: 489 buah
	Jenis <i>pitch</i>	: <i>Triangular pitch</i>
	<i>Clearance</i>	: 0,012065 m
	Diameter dalam <i>shell</i>	: 1,8535 m
	Tinggi <i>shell</i>	: 7,3152 m
	Tipe <i>Head</i>	: <i>Torispherical flanged and dishedhead</i>
	Tebal <i>head</i>	: 0,3996 m
	Waktu tinggal reaktor	: 5,7782 detik
Jumlah	: 1	
Rancangan Alat	Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel SA 167 grade 11</i>
	Posisi Alat	<i>type 316</i> : Vertikal

6.2 Heat Exchanger (HE-101) (Indri Riski Hasanah/ 190140124)

Alat penukar panas atau *Heat Exchanger* adalah alat yang digunakan untuk memindahkan panas dari satu sistem ke sistem lain, tanpa perpindahan massa dan bisa berfungsi sebagai pendingin atau pemanas. Biasanya, medium pemanas dan pendingin yang dipakai adalah air yang dipanaskan sebagai fluida panas dan air yang digunakan sebagai fluida dingin. Penukar panas dirancang seefisien mungkin agar perpindahan panas antar fluida dapat berlangsung secara efektif. Pertukaran panas terjadi karena adanya kontak, baik antara fluida terdapat dinding yang memisahkannya maupun keduanya bercampur langsung (*direct contact*).



Gambar 6.2 *Heat Exchanger*

Tujuan utama perancangan alat penukar panas adalah menentukan luas permukaan perpindahan panas dan dimensi alat penukar panas. Perancangan alat ini tergantung kepada data fisik yang digunakan, energi yang dibutuhkan, laju alir massa fluida, beda temperatur dan konfigurasi fisik permukaan perpindahan panas. Kemampuan *Heat Exchanger* dalam menerima panas dipengaruhi oleh 3 hal, yaitu:

1. Koefisien perpindahan panas keseluruhan (*the overall heat transfer coefficient/clean overall coefficient*), dinyatakan dengan U .
2. Luas perpindahan panas dinyatakan dengan A .
3. Selisih temperatur rata-rata, dinyatakan dalam Δt LMTD.

6.2.1 Konstruksi Alat Penukar Panas

Ditinjau dari segi konstruksi, alat penukar panas jenis shell and tube, terdapat 3 bagian yang utama, yaitu :

1. Bagian depan yang tetap atau *Front Heat Stationary Heat* (sering disingkat *Stationary Heat*),
2. *Shell* atau badan alat penukar panas,
3. Bagian ujung belakang *Rear end Heat* (sering disingkat *Rear Heat*),
4. Tahan terhadap korosi, faktor korosi (C) : 0,0125 in/tahun
5. Jarak antar *pitch* adalah 25% dari OD tube (Kern, 1965).

6.2.2 Jumlah Lintasan pada Alat Penukar Panas *Shell and Tube*

Alat penukar panas tipe *shell and tube* terdapat 2 jenis lintasan yaitu :

1. *Shell pass* (lintasan *shell*)

Shell pass merupakan lintasan yang dilakukan oleh fluida sejak masuk mulai saluran masuk melewati bagian dalam *shell* dan mengelilingi *tube*, keluar dari saluran buang sehingga lintasan ini disebut 1 lintasan *shell* atau 1 *pass shell*.

2. *Tube pass* (lintasan *tube*)

Tube pass merupakan lintasan yang dilakukan oleh fluida masuk ke dalam penukar kalor melalui salah satu ujung (*front head*) lalu mengalir ke dalam *tube* dan langsung ke luar dari ujung yang lain sehingga disebut 1 *pass tube*. Apabila fluida tersebut membelok lagi masuk ke dalam *tube* sehingga terjadi 2 kali lintasan dalam *tube* maka disebut 2 *pass tube*.

6.2.3 Kelayakan Alat Penukar Panas Tipe *Shell And Tube*

Suatu alat penukar panas yang telah dirancang perlu diuji kelayakannya untuk mengetahui kinerja alat tersebut dalam melakukan proses perpindahan panas. Menurut Kern (1965), untuk menentukan kelayakan suatu alat penukar panas (*heat exchanger*) dapat dilakukan melalui 2 macam besaran yang perlu ditentukan yaitu:

1. Faktor kekotoran (Rd)

Semakin besar harga Rd hasil kalkulasi dari harga Rd yang dibutuhkan maka alat penukar panas dapat dikatakan layak digunakan apabila telah dilakukan *service* sehingga alat penukar panas perlu dibersihkan dan diservis. Apabila harga Rd hasil kalkulasi lebih kecil dari harga Rd yang dibutuhkan maka alat penukar panas dapat dikatakan tidak layak digunakan.

2. *Pressure drop* (ΔP)

Kelayakan alat penukar panas baik apabila memiliki harga ΔP untuk gas sebesar < 2 psia dan untuk cair sebesar < 10 psia.

Adapun rangkuman spesifikasi *Heat Exchanger* yang digunakan pada prarancangan pabrik paraxylene dari Toluene dan Metanol menggunakan proses

alkilasi Toluene pada dapat dilihat pada tabel 6.2 berikut.

Tabel 6.2 Spesifikasi Heat Exchanger Pada Prarancangan Pabrik Paraxylene

Fungsi	Memanaskan bahan baku yang masuk kedalam HE.	
Kode	HE-101	
Jenis	2-4 <i>Shell and Tube Exchanger</i> Dipakai 1 1/4 in OD <i>Tube</i> 18 BWG, 2 passes	
Dimensi	Diameter <i>shell</i>	17,79 in
	Diameter luar <i>Tube</i> (OD)	17,25 in
	Jumlah <i>Tube</i>	167 <i>tube</i>
	Trianguler Pitch (PT)	1 in, Tringular
	Panjang <i>Tube</i> (L)	16 ft
Rancangan Alat	Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>

6.3 Distilasi (D-301) (Handoyo Harahap/190140021)

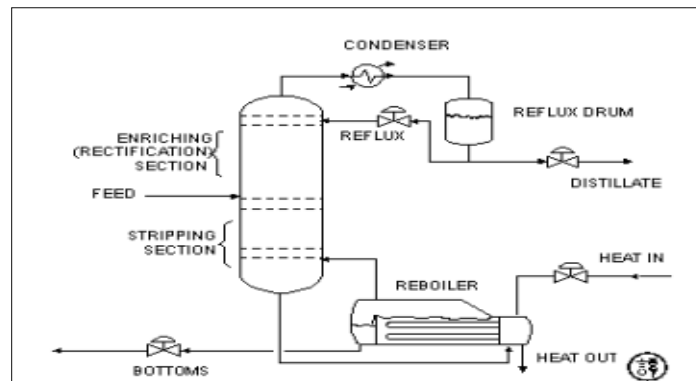
Distilasi adalah suatu proses pemisahan suatu campuran bahan kimia berdasarkan perbedaan titik didih. Dalam distilasi, campuran zat dididihkan sehingga menguap, dan uap ini kemudian didinginkan kembali ke dalam bentuk cairan. Zat yang memiliki titik didih lebih rendah akan menguap lebih dulu. Metode ini merupakan termasuk unit operasi kimia jenis perpindahan massa. Penerapan proses ini didasarkan pada teori bahwa pada suatu larutan, masing-masing komponen akan menguap pada titik didihnya. Model ideal distilasi didasarkan pada Hukum Raoult dan Hukum Dalton (Van Winkle, 1967).

Sebuah sistem distilasi umumnya mengandung beberapa komponen utama yaitu:

1. Sebuah *Shell* vertikal dimana pemisahan komponen *liquid* terjadi, terdapat pada bagian dalam kolom (*internal column*) seperti *tray* atau *plate* dan *packing* yang digunakan untuk meningkatkan derajat pemisahan komponen.
2. Sebuah *Reboiler* untuk menyediakan penguapan yang cukup pada proses distilasi.

3. Kondenser untuk mendinginkan dan mengkondensasikan uap yang keluar dari atas kolom
4. *Reflux* drum untuk menampung uap yang terkondensasi dari *top* kolom sehingga *liquid (reflux)* dapat di *recycle* kembali ke kolom.

Untuk melihat bagaimana komponen dan proses distilasi dapat dilihat pada Gambar 6.2.



Gambar 6.2 Komponen Proses Distilasi

Fungsi kolom distilasi pada prarancangan pabrik Paraxylene yaitu untuk memisahkan Paraxylene dengan bahan baku Toluene dan Metanol dengan produk bawahnya berupa Paraxylene dengan Air, dan produk atasnya berupa Toluene dan Metanol. Jenis kolom distilasi yang digunakan yaitu *plate tower* (kolom distilasi dengan *sieve tray*). Adapun tujuan perancangan alat kolom distilasi adalah:

1. Menentukan tipe kolom distilasi,
2. Menentukan bahan konstruksi untuk kolom distilasi,
3. Menghitung jumlah plate aktual dan lokasi umpan masuk,
4. Menghitung dimensi kolom distilasi yang meliputi diameter kolom, tebal shell kolom, tebal head kolom, dan tinggi kolom.

6.3.1 Pengoperasian Distilasi

Campuran *liquid* yang akan diproses dikenal sebagai *feed* dan diumpankan pada bagian tengah kolom pada sebuah *tray* yang dikenal sebagai *feed tray*. *Feed*

tray dibagi menjadi kolom atas (*enriching or rectification*) dan kolom bottom (*stripping*). *Feed* mengalir ke bawah kolom dikumpulkan pada bagian bawah *reboiler*. Panas di suplai ke *reboiler* untuk menghasilkan uap. Sumber panas dapat berasal dari fluida, tetapi kebanyakan juga digunakan *steam*. Pada penguapan, sumber panas di dapat dari aliran keluar dari kolom lain. Uap terbentuk pada *reboiler* diumpankan kembali pada bagian bottom. Liquid dikeluarkan dari *reboiler* dikenal sebagai produk *bottom*. Aliran uap bergerak ke atas kolom, didinginkan oleh kondensor. *Liquid* yang dikondensasi ditampung pada *vessel* yang dikenal sebagai *reflux drum*. Sebagian liquid di *recycle* kembali ke *top* yang dikenal *reflux*. *Liquid* yang terkondensasi dikeluarkan dari sistem dikenal sebagai destilat atau produk *top*.

6.3.2 Penentuan Bahan Konstruksi

Dipilih bahan konstruksi jenis Stainless steel SA-167 Grade 11 type 316 (Brownell & Young, 1959), dengan pertimbangan :

1. Mempunyai *allowable stress* yang besar
2. Cocok digunakan pada sistem kreogenik
3. Struktur kuat
4. Tahan terhadap korosifitas tinggi

6.3.3 Penentuan Tipe Kolom Distilasi

Dalam perancangan kolom distilasi ini dipilih jenis *tray* dengan pertimbangan:

1. Diameter kolom lebih dari 3ft 0,91m),
2. Tidak korosif,
3. Produk yang akan dipisahkan tidak mudah membentuk buih (Walas,1990).

Sedangkan jenis *tray* yang digunakan adalah *sieve tray* dengan pertimbangan:

1. *Pressure drop* rendah dan efisiensi tinggi (Ludwig, 1980).
2. Kapasitas tinggi yaitu sebesar 70.000 ton/tahun

3. Biaya perawatan murah
4. Efek korosi pada tray rendah

6.3.4 Perancangan Kolom Distilasi

Tahapan perancangan kolom distilasi adalah sebagai berikut :

1. Perancangan kolom distilasi
 - a. Jumlah plate yang dibutuhkan
 - b. Ukuran diameter kolo
 - c. Jarak antara tray (tray spacing)
 - d. Konstruksi detail tray
2. Perancangan nozzle
3. Perancangan manhole

Adapun rangkuman spesifikasi distilasi yang digunakan pada prarancangan pabrik Benzena dari toluena dan idrogen dengan proses hidrodealkilasi toluena dapat dilihat pada tabel 6.3 berikut.

Tabel 6.3 Spesifikasi Distilasi Pada Prarancangan Pabrik Paraxylene

Fungsi	Untuk memisahkan produk Paraxylene dari bahan baku metanol	
Kode	D-301	
Jenis	<i>Sieve Tray</i>	
Kondisi operasi	Kolom Bagian Atas: Suhu Tekanan	: 64,72 °C : 1 atm
	Kolom Bagian Bawah: Suhu Tekanan	: 111,9 °C : 1 atm
Dimensi	<i>Tray spacing</i> Diameter menara, D_c Tinggi weir <i>Tray thickness</i> Panjang weir	: 0,55 m : 1,6 m : 0,05 m : 0,005 m : 1,21 m

	Tinggi Total Menara Jumlah Tray Tinggi Skrit Ketebalan Skrit	: 7,80 m : 11 Plate : 2,34 m : 0,0008 m
Rancangan Alat	Bahan konstruksi	: Stainless steel SA-167 Grade 11 type 316

BAB VII

UTILITAS

Dalam suatu pabrik, utilitas merupakan unit penunjang utama dalam memperlancar jalannya proses produksi. Oleh karena itu, segala sarana dan prasarananya harus dirancang sedemikian rupa sehingga dapat menjamin kelangsungan operasi suatu pabrik. Berdasarkan kebutuhannya, utilitas pada pabrik pembuatan Paraxylene dari Toluene dan Metanol menggunakan Proses Alkilasi Toluene adalah sebagai berikut.

- 1) Kebutuhan uap (*steam*)
- 2) Kebutuhan air
- 3) Kebutuhan bahan kimia
- 4) Kebutuhan listrik
- 5) Kebutuhan bahan bakar
- 6) Unit pengolahan limbah

7.1 Kebutuhan Air Bahan Baku

Kebutuhan air proses meliputi kebutuhan air bahan baku merupakan air proses yang digunakan untuk proses produksi Paraxylene. Air yang dibutuhkan sebesar 61,3421 Kg/jam.

7.2 Kebutuhan Uap (*Steam*)

Unit ini berfungsi menyediakan *steam* yang akan digunakan sebagai media pemanas. Kebutuhan *steam* yang digunakan pada pabrik Paraxylene ini dapat dilihat pada Tabel 7.1.

Tabel 7.1 Kebutuhan Steam Pada Pabrik Paraxylene

Nama Alat	Kebutuhan <i>Steam</i> (kg/jam)
<i>Heater</i> (H-301)	4.552,17
<i>Reboiler</i> Distilasi (D-301)	1.762,00
<i>Reboiler</i> Distilasi (D-302)	2.943,52
Jumlah steam yang dibutuhkan	9.257,69

Total kebutuhan steam yang digunakan 9.257,69 kg/jam (tambahan untuk kebocoran dan lainnya), sehingga diambil dari faktor-faktor keamana sebesar 20% maka :

$$\begin{aligned} \text{Jumlah steam yang dibutuhkan} &= 20\% \times 9.257,69 \text{ kg/jam} \\ &= 1.851,54 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi, total steam yang dibutuhkan} &= 9.257,69 \text{ kg/jam} + 1.851,54 \text{ kg/jam} \\ &= 11.109,23 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Air pembangkit steam adalah 1,2 kali kebutuhan steam sebenarnya sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Kondensat} &= 1,2 \times 11.109,23 \text{ kg/jam} \\ &= 13.331,08 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Asumsi bahwa boiler hanya dapat merecovery 80% sehingga make up water adalah

$$\begin{aligned} \text{Make up} &= 80\% \times 13.331,08 \text{ kg/jam} \\ &= 2.221,85 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total air ke daerator} &= \text{Kondensat} + \text{Make up} \\ &= 13.331,08 \text{ kg/jam} + 2.221,85 \text{ kg/jam} \\ &= 15.552,93 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

7.3 Kebutuhan Air Pendingin

Dalam proses produksi, air memegang peranan penting baik untuk kebutuhan proses. Kebutuhan air pada pabrik pembuatan Paraxylene meliputi kebutuhan air pendingin Kebutuhan air pendingin pada keseluruhan pabrik pembuatan Paraxylene ditunjukkan pada Tabel 7.2.

Tabel 7.2 Kebutuhan Air Pendingin Pada Pabrik Paraxylene

Nama Alat	Jumlah air (kg/jam)
Cooler (C-201)	58100
Cooler (C-301)	15600
Cooler (C-302)	7500
Cooler (C-303)	3820
Cooler (C-304)	17800
Condenser Distilasi (D-301)	3053,26
Condenser Distilasi (D-302)	4200,80

Jumlah <i>cooling water</i> yang dibutuhkan	110074,06
Jumlah kebutuhan air pendingin	= 110.074,06 kg/jam
Make up air pendingin 20%	= 20% × 110.074,06 kg/jam = 22.014,81 kg/jam
Total kebutuhan air pendingin	= 110.074,06 + 22.014,81 kg/jam = 132.088,87 kg/jam

7.4 Kebutuhan Air

Dalam proses produksi, air memegang peranan penting, baik untuk kebutuhan proses maupun kebutuhan domestik. Kebutuhan air pada pabrik pembuatan Paraxylene adalah sebagai berikut :

7.4.1 Air Domestik

Air untuk keperluan konsumsi dan sanitasi juga merupakan air tawar. Air ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan air minum, laboratorium, kantor, perumahan dan taman. Air konsumsi dan sanitasi harus memenuhi beberapa syarat, yang meliputi syarat fisik, syarat kimia dan syarat bakteriologis.

1. Syarat fisik

- 1) Suhu dibawah suhu udara luar
- 2) Warna jernih
- 3) Tidak mempunyai rasa dan tidak berbau
- 4) Tidak berbusa
- 5) pH netral

2. Syarat kimia

- 1) Tidak mengandung zat organik maupun anorganik seperti Pb, As, Cr, Cd.
- 2) Tidak mengandung zat-zat kimia beracun

3. Syarat bakteriologis

- 1) Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri yang *pathogen*.

7.4.2 Perhitungan kebutuhan air domestik

Berikut beberapa kebutuhan air domestik

- 1) Air untuk perkantoran

Kebutuhan air karyawan/hari = 100 liter/hari

ρ air pada 27°C = 1005,831 kg/m³ (1,006 kg/l)

Jumlah karyawan = 232 orang

Total kebutuhan air karyawan = 232 orang \times 100 liter/hari

= 23.061,63 liter/hari (960,90 kg/jam)

2) Kebutuhan air untuk laboratorium

Diperkirakan = 3000 liter/hari

= 125 kg/jam

3) Kebutuhan air untuk kebersihan dan pertamanan

Diperkirakan = 5000 liter/hari

= 208,333 kg/jam

4) Kebutuhan air untuk perumahan

Air untuk keperluan ini diperkirakan = 25 rumah \times 200 L/hari/org \times 5 org

= 25.000 liter/hari

= 1.047,740 kg/jam

5) Kebutuhan air untuk pemadam kebakaran

Air untuk keperluan ini diperkirakan = 2000 kg/jam

Over design 10% = 200 kg/jam

Sehingga total air pemadam kebakaran = 2.200 kg/jam

6) Kebutuhan Air Kantin dan Tempat Ibadah

Air untuk keperluan ini diperkirakan = 120 liter/hari

= 5 kg/hari

Maka total air untuk keperluan umum adalah 4.540,90 kg/jam

Dari data–data jumlah air diatas maka jumlah total kebutuhan air pada pabrik Paraxylene yang harus disediakan oleh unit penyediaan air adalah sebagai berikut

Tabel 7.3 Total kebutuhan air Pabrik Paraxylene

No	Jenis Kebutuhan air	Jumlah (Kg/jam)
1	Air Proses (air bahan baku)	121081,4660
2	Air Pendingin	132088,8720
3	Air Pembangkit Steam	15552,9271
4	Air Keperluan Umum	5449,0815
	Total	274172,3466

Sumber air untuk pabrik Paraxylene dari Toluene dan Metanol menggunakan Proses alkilasi Toluene dengan kapasitas 150.000 ton/tahun ini berasal dari Sungai Jenu, Provinsi Jawa Timur, dimana baku mutu dari Sungai Jenu dapat dilihat pada Tabel 7.4.

Tabel 7.4 Baku Mutu pada Sumber Air Berdasarkan Kelas

Parameter	Kelas				Keterangan
	I	II	III	IV	
a. FISIKA					
Temperatur (°C)	deviasi 3	deviasi 3	deviasi 3	deviasi 5	Deviasi temperatur dari keadaan alamiahnya
Residu terlarut (mg/L)	1000	1000	1000	2000	–
Residu tersuspensi mg/L	50	50	400	400	Bagi pengolahan air secara konvensional, residu ≤ 5000 mg/L
Parameter	Kelas				Keterangan
	I	II	III	IV	
Warna (PtCo)	100	180	200	250	
b. KIMIA ANORGANIK					
pH	6-9	6-9	6-9	5-9	Apabila secara alamiah diluar rentang tersebut, maka ditentukan berdasarkan kondisi alamiah
BOD (mg/L)	2	3	6	12	–
COD (mg/L)	10	25	50	100	–
DO (mg/L)	6	4	3	0	Angka batas minimum
Total Fosfat sebagai P (mg/L)	0,2	0,2	1	5	–
NO ₃ sebagai N (mg/L)	10	10	20	20	–
NH ₃ -N (mg/L)	0,5	(-)	(-)	(-)	Bagi perikanan, kandungan ammonia bebas untuk ikan yang peka $\leq 0,02$ mg/L sebagai NH ₃
Arsen (mg/L)	0,05	1	1	1	–
Kobalt (mg/L)	0,2	0,2	0,2	0,2	–
Barium (mg/L)	1	(=)	(=)	(=)	–
Boron (mg/L)	1	1	1	1	–
Selenium (mg/L)	0,01	0,05	0,05	0,05	–

Parameter	Kelas				Keterangan
	I	II	III	IV	
Kadmium (mg/L)	0,01	0,01	0,01	0,01	–
Khrom (VI) (mg/L)	0,05	0,05	0,05	1	–
Tembaga (mg/L)	0,02	0,02	0,02	0,2	Bagi pengolahan air minum secara konvensional, $Cu \leq 1$
Besi (mg/L)	0,3	(-)	(-)	(-)	Bagi pengolahan air minum secara konvensional, $Fe \leq 5$ mg/L
Timbal (mg/L)	0,03	0,03	0,03	1	Bagi pengolahan air minum secara konvensional, $Pb \leq 0,1$ mg/L
Mangan (mg/L)	0,1	(-)	(-)	(-)	–
Air Raksa (mg/L)	0,001	0,002	0,002	0,005	–
Khlorida (mg/L)	(-)	600	(-)	(-)	–
Parameter	Kelas				Keterangan
	I	II		I	
b. KIMIA ANORGANIK					
Seng (mg/L)	0,05	0,05	0,05	2	Bagi pengolahan air minum secara konvensional, $Zn \leq 5$ mg/L
Sianida (mg/L)	0,02	0,02	0,02	(-)	–
Fluorida (mg/L)	0,5	1,5	1,5	(-)	–
Nitrit sebagai N (mg/L)	0,06	0,06	0,06	(-)	Bagi pengolahan air minum secara konvensional, $N \leq 1$ mg/L
Sulfat (mg/L)	400	(-)	(-)	(-)	–
Khlorin bebas (mg/L)	0,03	0,03	0,03	(-)	Bagi ABAM tidak dipersyaratkan
Belerang sebagai H_2S (mg/L)	0,002	0,002	0,002	(-)	Bagi pengolahan air minum secara konvensional, $H_2S \leq 0,1$ mg/L
Kesadahan sebagai $CaCO_3$ (mg/L)	50	50	75	100	–
c. KIMIA ORGANIK					
Minyak dan lemak ($\mu g/L$)	1000	1000	1000	(-)	–

Parameter	Kelas				Keterangan
	I	II	III	IV	
Detergen sebagai MBAS ($\mu\text{g/L}$)	200	200	200	(-)	–
Fenol sebagai fenol ($\mu\text{g/L}$)	1	1	1	(-)	–
BHC ($\mu\text{g/L}$)	210	210	210	(-)	–
Aldrin/Dieldrin ($\mu\text{g/L}$)	17	(-)	(-)	(-)	–
Chlordane ($\mu\text{g/L}$)	3	(-)	(-)	(-)	–
DDT ($\mu\text{g/L}$)	2	2	2	2	–
Heptachlor, Heptachlor epoxide ($\mu\text{g/L}$)	18	(-)	(-)	(-)	–
Lindane ($\mu\text{g/L}$)	56	(-)	(-)	(-)	–
Methoxychlor ($\mu\text{g/L}$)	35	(-)	(-)	(-)	–
Endrin ($\mu\text{g/L}$)	1	4	4	(-)	–
Toxaphan ($\mu\text{g/L}$)	5	(-)	(-)	(-)	–

Sumber: Peraturan Daerah Prov. Jawa Timur tentang Pengelolaan Kualitas Air dan Pengendalian Pencemaran Air

7.5 Kebutuhan Reagent

Adapun kebutuhan *reagent* yang digunakan dalam unit *water treatment plant utility* sebagai berikut :

Adapun kebutuhan *reagent* yang digunakan dalam unit *water treatment plant utility* sebagai berikut.

$$\text{Total kebutuhan air} = 274.172,3466 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Larutan Alumina} &= (50 \times 10^{-6}) \times 274.172,3466 \text{ kg/jam} \\ &= 13,7086 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Perbandingan alumina dan soda abu adalah 1 : 0,54 sehingga,

$$= 0,54 \times 51,5225 \text{ kg/jam}$$

$$= 27,8221 \text{ kg/jam}$$

Untuk penggunaan 2 ppm kaporit (Alaerts,1984) maka,

$$\text{Kebutuhan air untuk domestik} = 960,9013 \text{ kg/jam (4,2789 liter/jam)}$$

$$\text{Kaporit yang dibutuhkan} = 2745,431 \text{ mg/jam (0,002745 kg/jam)}$$

Sehingga,

- Kebutuhan air yang memerlukan proses klorinasi adalah 960,9013 kg/jam

- Kaporit yang digunakan mengandung klorin sebesar 70%
- Kebutuhan klorin 2 ppm
- Total kebutuhan kaporit (Ca (ClO₂))

$$= \frac{(2 \text{ ppm} / 1000) \times 960,9013 \text{ kg/jam}}{70\%} = 2,7454 \text{ kg/jam}$$

7.6 Pengolahan Air

Untuk menjamin kelangsungan penyediaan air, maka dilokasi pengambilan air dibangun fasilitas penampungan air (*water intake*) yang juga merupakan tempat pengolahan awal air sungai. Pengolahan ini meliputi penyaringan sampah dan kotoran yang terbawa bersama air. Selanjutnya air dipompakan kelokasi pabrik untuk diolah dan digunakan sesuai dengan keperluannya. Pengolahan air dipabrik terdiri dari beberapa tahap.

1. Pengendapan

Pengendapan merupakan tahap awal dari pengolahan air. Pada *screening*, partikel-partikel padat yang besar akan tersaring tanpa bantuan bahan kimia. Sedangkan partikel-partikel yang lebih kecil akan terikut bersama air menuju unit pengolahan selanjutnya. Diameter padat dalam air berkisar antara 10-4 m (Alaerts, 1984).

2. Klarifikasi

Klarifikasi merupakan proses penghilangan kekeruhan didalam air. Air dari *screening* dialirkan ke *clarifier* setelah diinjeksi larutan alum (aluminium sulfat) dan larutan soda abu Na₂CO₃. Larutan aluminium sulfat berfungsi sebagai koagulan utama dan soda abu sebagai koagulan tambahan yang berfungsi sebagai bahan pembantu untuk mempercepat pengendapan dan penetralan pH. Setelah pencampuran yang disertai pengadukan maka akan terbentuk flok-flok yang akan mengendap ke dasar *clarifier* karena gaya gravitasi, sedangkan air jernih akan keluar melimpah (*overflow*) yang selanjutnya akan masuk kepenyaring pasir (*sand filter*) untuk penyaringan. Reaksi yang terjadi pada klarifikasi seperti pada persamaan:



Pemakaian larutan alum umumnya hingga 50 ppm terhadap jumlah air yang akan diolah, sedangkan perbandingan pemakaian alum dan soda abu adalah 1:0,54 (Baron, 1982).

3. Filtrasi

Filtrasi berfungsi untuk memisahkan flok dan koagulan yang masih terikat bersama air. Komponen utama dari saringan pasir adalah pasir yang ukuran berbeda-beda. Pasir ukuran yang besar pada bagian atas, sedangkan yang lebih kecil pada bawah. Saringan pasir bekerja secara kontinyu, jika kotoran-kotoran mengumpul atau lumpur yang sudah terlalu tebal di saringan, maka akan dilakukan *backwash* secara berkala. Penyaring pasir (*sand filter*) yang digunakan terdiri dari 3 lapisan yaitu.

- 1) Lapisan I terdiri dari pasir hijau (*green sand*) setinggi 24 in = 60,96 cm
- 2) Lapisan II terdiri dari anterakit setinggi 12,5 in = 31,75 cm
- 3) Lapisan III terdiri dari batu kerikil (*gravel*) setinggi 7 in = 17,78 cm

Bagian bawah alat penyaring dilengkapi dengan *strainer* sebagai penahan. Selama pemakaian, daya saring *sand filter* akan menurun. Untuk itu diperlukan regenerasi secara berkala dengan cara pencucian ulang (*back washing*). Dari *sand filter*, air dipompakan ke menara sebelum didistribusikan untuk berbagai kebutuhan. Untuk air proses, masih diperlukan pengolahan lebih lanjut, yaitu proses demineralisasi dan deaerasi. Untuk air domestik, laboratorium, kantin, dan tempat ibadah, serta poliklinik, dilakukan proses klorinasi, yaitu mereaksikan air dengan klor untuk membunuh kuman-kuman dalam air.

Klor yang digunakan biasanya berupa kaporit, $\text{Ca}(\text{ClO})_2$. Khusus untuk air minum, setelah dilakukan proses klorinasi diteruskan ke penyaringan air (*water treatment system*) sehingga air yang keluar merupakan air sehat yang memenuhi syarat – syarat air minum tanpa harus dimasak terlebih dahulu. Adapun kebutuhan kaporit yang akan digunakan adalah sebagai berikut.

Total air yang memerlukan proses klorinasi = 1.047,7406 kg/jam

Kaporit yang digunakan mengandung klorin 70%

4. Demineralisasi

Air untuk umpan ketel dan pendinginan pada reaktor harus murni dan bebas dari garam-garam terlarut. Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , K^+ , Fe^{2+} , Al^{3+} , HCO_3^- , SO_4 , Cl^- dan lain-lain, dengan bantuan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan boiler (*boiler feed water*). Demineralisasi diperlukan karena air umpan ketel memerlukan syarat-syarat sebagai berikut :

- 1) Tidak menimbulkan kerak atau *fouling* pada ketel maupun pada *tube* alat penukar panas jika *steam* digunakan sebagai pemanas. Kerak akan dapat mengakibatkan turunnya efisiensi operasi bahkan menyebabkan tidak beroperasi sama sekali.
- 2) Bebas dari semua gas-gas yang mengakibatkan terjadinya korosi terutama gas O_2 dan gas CO_2 .

Air dari *filtered water storage tank* diumpankan ke *carbon filter* yang berfungsi untuk menghilangkan gas klorin, warna bau serta zat-zat organik lainnya. Air yang keluar dari *carbon filter* diharapkan mempunyai pH sekitar 7,0-7,5. Selanjutnya air tersebut diumpankan kedalam *cation exchanger* yang berfungsi menukar ion-ion positif atau kation (Ca^{2+} , Mg^{2+} , K^+ , Fe^{2+} , Mn^{2+} , Al^{3+}) yang ada didalam air umpan. Alat ini sering disebut *softener* yang mengandung resin jenis *Strong Acid Cation Resin* (SACR) dimana kation-kation dalam umpan akan ditukar dengan ion H^+ yang ada pada SACR.

Akibat tertukarnya ion H^+ dari resin kation-kation yang ada dalam air umpan, maka air keluaran *cation exchanger* mempunyai pH rendah (3,7) dan *Free Mineral Acid* (FMA) atau Asam Mineral Bebas yaitu CaCO_3 sekitar 12 ppm. *Free Mineral Acid* (FMA) merupakan salah satu parameter untuk mengukur tingkat kejenuhan resin (*exhausted resin*). Pada operasi normal *Free Mineral Acid* (FMA) stabil sekitar 12 ppm, apabila FMA turun berarti resin telah jenuh sehingga perlu diregenerasi.

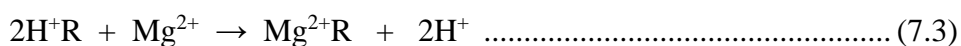
Air keluaran *cation exchanger* kemudian diumpankan kedalam *anion exchanger* yang berfungsi sebagai alat penukar anion-anion (HCO_3^- , SO_4^{2-} , Cl^-).

NO_3^- dan CO_3^-) yang terdapat di dalam air umpan. Di dalam *anion exchanger* mengandung resin jenis *Strong Base Anion Resin* (SBAR) dimana anion-anion dalam air umpan ditukar dengan ion OH^- yang berasal dari *Strong Base Anion Resin* (SBAR). Dengan menukar anion-anion dari umpan tersebut, maka ion H^+ dari asam-asam yang terkandung di dalam umpan *exchanger* menjadi bebas kemudian berikatan dengan OH^- yang lepas dari resin *Strong Base Anion Resin* (SBAR) mengakibatkan terjadinya netralisasi sehingga pH air keluar, *anion exchanger* kembali normal dan ada penambahan konsentrasi OH^- sehingga pH akan cenderung basa.

Batasan yang di izinkan pH (8,8–9,1) kandungan $\text{Na}^+ = 0,08\text{--}2,5$ ppm dan 0,01 ppm. Kandungan silica pada air keluaran *anion exchanger* merupakan kriteria sebagai titik tolak bahwa resin telah jenuh (12 ppm). Resin diregenerasi menggunakan larutan NaOH 4%. Air keluaran unit *cation* dan *anion exchanger* ditampung dalam *demineralizer water storage* sebagai penyimpanan sementara sebelum diproses lebih lanjut diunit *deaerator*.

1) Penukar Kation (*Cation Exchanger*)

Penukar kation berfungsi untuk mengikat logam-logam alkali dan mengurangi kesadahan air yang digunakan. Proses yang terjadi adalah pertukaran antara kation Ca, Mg dan kation lain yang terlarut di dalam air dengan kation dari resin. Resin yang digunakan bermerek *Daulite C-20*. Reaksi yang terjadi adalah:



Untuk regenerasi dipakai H_2SO_4 dengan reaksi:



– Perhitungan Kesadahan Kation

Air sungai Jenu mengandung kation Hg_2^+ , Ba, Mn^{2+} , Ca^{2+} , Mg^{2+} , Zn^{2+} , Cu^{2+} , dan Pb^{2+} masing-masing 0,001 ppm, 0,1 ppm, 0,028 ppm, 0,01 ppm, 0,028 ppm, 0,008 ppm, 0,03 ppm, 0,01 ppm, 167 ppm, dan 65 ppm (Tabel 7.4).

1 gram/gal = 17,1 ppm

Total kesadahan kation = $0,001 + 0,1 + 0,028 + 0,01 + 0,028 + 0,008 + 0,03$

$$\begin{aligned}
 & + 0,01 + 167 + 67 \\
 & = \frac{234,2150 \text{ ppm}}{17,1} \\
 & = 1,0994 \text{ gram/gal} \\
 \text{Jumlah air yang diolah} & = 274.172,3466 \text{ kg/jam} \\
 & = 72.742,35579 \text{ gal/jam} \\
 \text{Kesadahan air} & = 72.742,35579 \text{ gal/jam} \times 1,0994 \text{ gram/gal} \\
 & = 3332,252166 \text{ gram/jam} \\
 & = 3,332252166 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

– Volume resin yang diperlukan

$$\text{Total kesadahan air} = 3,332252166 \text{ kg/jam}$$

Dari Tabel 12.2, *The Nalco Water Hand Book*, 1992; diperoleh :

$$\text{Kapasitas resin} = 7,7 \text{ kg/ft}^3$$

$$\text{Kebutuhan regenerant} = 0,4989 \text{ lb H}_2\text{SO}_4/\text{ft}^3 \text{ resin}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan resin} & = \frac{7,7}{0,4989} \\
 & = 6,67919 \text{ ft}^3/\text{hari}
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume resin} = 6,67919 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu regenerasi} & = \frac{2181,351319 \text{ kg}}{1214,139884 \text{ kg/jam}} \\
 & = 1,79 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan regenerant H}_2\text{SO}_4 & = 3691,3629 \text{ kg/jam} \times \frac{6 \text{ lb/ft}^3}{20 \text{ kg/ft}^3} \\
 & = 1.669799 \text{ lb/jam} \\
 & = 0,758999 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

2) Penukar Anion (*Anion Exchanger*)

Penukar anion berfungsi untuk menukar anion yang terdapat dalam air dengan ion hidroksida dari resin. Resin yang digunakan bermerek *Dower 2*. Reaksi yang terjadi adalah:



Untuk regenerasi dipakai larutan NaOH dengan reaksi:



– Perhitungan kesadahan anion

Air sungai mengandung anion F^- , Cl^- , NO_2^- , NO_3^- , SeO_3^- , Cn^- , SO masing – masing 0,001 ppm, 60 ppm, 0,028 ppm, 0,074 ppm, 0,005 ppm, 0,001 ppm, 42 ppm, dan 0,002 ppm (Tabel 7.4) 1 gr/gal = 17,1 ppm.

$$\begin{aligned} \text{Total kesadahan kation} &= 0,001 + 0,1 + 0,028 + 0,01 + 0,028 + 0,008 + 0,03 \\ &\quad + 0,01 + 167 + 67 \end{aligned}$$

$$= \frac{234,2150 \text{ ppm}}{17,1}$$

$$= 1,0994 \text{ gram/gal}$$

$$\text{Jumlah air yang diolah} = 274.172,3466 \text{ kg/jam}$$

$$= 72.742,35579 \text{ gal/jam}$$

$$\text{Kesadahan air} = 72.742,35579 \text{ gal/jam} \times 1,0994 \text{ gram/gal}$$

$$= 3332,252166 \text{ gram/jam}$$

$$= 3,332252166 \text{ kg/jam}$$

– Volume resin yang diperlukan

$$\text{Total kesadahan air} = 3,332252166 \text{ kg/jam}$$

Dari Tabel 12.2, *The Nalco Water Hand Book*, 1992; diperoleh :

$$\text{Kapasitas resin} = 7,7 \text{ kg/ft}^3$$

$$\text{Kebutuhan regenerant} = 0,4989 \text{ lb H}_2\text{SO}_4/\text{ft}^3 \text{ resin}$$

$$\text{Kebutuhan resin} = \frac{7,7}{0,4989}$$

$$= 6,67919 \text{ ft}^3/\text{hari}$$

$$\text{Volume resin} = 6,67919 \text{ ft}^3$$

$$\text{Waktu regenerasi} = \frac{2181,351319 \text{ kg}}{1214,139884 \text{ kg/jam}}$$

$$= 1,79 \text{ jam}$$

$$\text{Kebutuhan regenerant NaCl} = 3691,3629 \text{ kg/jam} \times \frac{6 \text{ lb/ft}^3}{20 \text{ kg/ft}^3}$$

$$= 1.669799 \text{ lb/jam}$$

$$= 0,758999 \text{ kg/jam}$$

5. Deaerator

Deaerator berfungsi untuk memanaskan air yang keluar dari alat penukar ion (*ionexchanger*) dan kondensat bekas sebelum dikirim sebagai air umpan ketel. Pada deaerator ini, air dipanaskan hingga 90°C supaya gas-gas yang terlarut dalam air, seperti O₂ dan CO dapat dihilangkan, sebab gas-gas tersebut dapat menyebabkan korosi. Pemanasan digunakan dengan menggunakan koil pemanas didalam Deaerator.

6. Pengolahan Steam

Bahan baku pembuatan steam adalah air umpan boiler, steam yang dibutuhkan dalam proses. Zat – zat yang terkandung dalam air umpan boiler yang dapat merusakkan boiler adalah:

- Kadar zat terlarut (*soluble matter*) yang tinggi.
- Zat padat terlarut (*suspended solid*)
- Garam – garam kalsium dan magnesium
- Zat organik (*organic matter*)
- Silika, sulfat asam bebas dan oksida.

Syarat – syarat yang harus dipenuhi oleh air umpan boiler:

a. Tidak boleh berbuih (berbusa)

Busa disebabkan oleh adanya *solid matter*, *suspended matter* dan kebasaaan yang tinggi. Kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa:

- Kesulitan pembacaan tinggi *liquid* dalam boiler
- Buih dapat menyebabkan percikan yang kuat yang mengakibatkan adanya *solid – solid* yang menempel dan mengakibatkan terjadinya korosi dengan adanya pemanasan lebih lanjut.

Untuk mengatasi hal ini perlu adanya pengontrolan terhadap adanya kandungan lumpur, kerak, dan alkalinitas air umpan boiler.

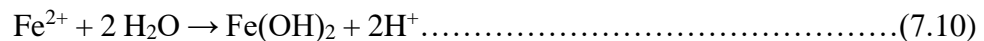
b. Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler

Kerak dalam boiler dapat menyebabkan:

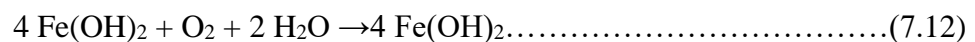
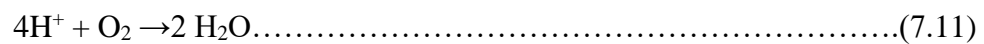
- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu – waktu , sehingga dapat menimbulkan kebocoran karena boiler mendapatkan tekanan yang kuat.

c. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

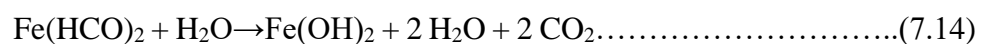
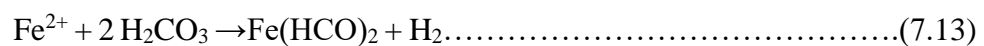
Korosi pada pipa boiler disebabkan oleh keasaman (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan organik, serta gas – gas H_2S , SO_2 , NH_3 , CO_2 , O_2 , yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja, yaitu:



Tetapi jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut terjadilah korosi menurut reaksi :



Adanya bikarbonat dalam air akan menyebabkan terbentuknya CO_2 , karena pemanasan adanya tekanan. CO_2 yang terjadi bereaksi dengan air menjadi asam karbonat, asam karbonat akan bereaksi dengan metal dan besi membentuk garam karbonat. Dengan adanya pemanasan (kalor), garam bikarbonat ini membentuk CO_2 kembali, reaksi yang terjadi:



7.7 Kebutuhan Bahan Kimia

1. Alumina Sulfat ($Al_2(SO_4)_3$)

Berfungsi untuk membentuk gumpalan dari partikel yang tersuspensi dalam air. Bila alum dikontakkan dengan air maka akan terjadi hidrolisa yang menghasilkan alumunium hidroksida ($Al_2(SO_4)_3$) dan asam sulfat. Reaksi yang terjadi adalah:



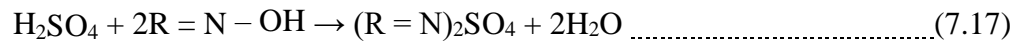
2. Kaustik Soda (NaOH)

Kaustik soda berfungsi untuk menetralkan asam akibat reaksi pada proses sebelumnya. Konsentrasi *caustic soda* yang ditambahkan bergantung pada keasaman larutan pH diharapkan antara 6 - 8. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



3. Asam Sulfat (H_2SO_4)

Berfungsi untuk menyerap atau mengikat ion-ion negatif yang terdapat dalam air yang keluar dari demineraliser. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



4. Kaporit ($\text{Ca}(\text{Cl})_2$)

Kaporit berfungsi untuk mensterilkan air dengan membunuh kuman, bakteri dan virus alam air. Reaksi yang terjadi adalah:



7.8 Kebutuhan Listrik

Pada prarancangan pabrik peracetic acid kebutuhan akan tenaga listrik dipenuhi dari PLTG dan generator sebagai cadangan. Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik dengan pertimbangan:

1. Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar
2. Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai dengan kebutuhan dengan menggunakan transformator.

Generator yang digunakan adalah jenis generator AC (*Alternating Current*), 3 *phase* yang mempunyai keuntungan:

- Tenaga listrik stabil dengan
- Memiliki daya kerja yang lebih besar
- Kawat penghantar yang digunakan lebih sedikit
- Motor 3 *phase* harga relatif lebih murah dan sederhana

Kebutuhan listrik untuk pabrik meliputi :

1. Listrik untuk keperluan proses dan pengolahan air (utilitas)
2. Listrik untuk penerangan dan AC.
3. Listrik untuk laboratorium dan instrumentasi.

Kebutuhan listrik unit proses, utilitas dan penunjang dapat dilihat pada Tabel 7.5, Tabel 7.6, dan Tabel 7.7.

Tabel 7.5 Kebutuhan Listrik Pada Unit Proses

Nama Alat	Kebutuhan Daya Listrik (Hp)
Pompa (P-101)	1,001
Pompa (P-102)	300
Pompa (P-103)	9,187
Kompresor	9,187
Total	319,375

Tabel 7.6 Kebutuhan listrik untuk keperluan utilitas

No	Alat	Kebutuhan Daya (hp)
1.	Pompa Air Sungai (P-101)	29,36181
2.	Pompa Menuju <i>Clarifier</i> (P-102)	29,8184
3.	Pompa Pelarut Alum (P-103)	0,0009828
4.	Pompa Pelarut Soda Abu (P-104)	0,00048
5.	Pompa Masuk Sand Filter (P-105)	44,7474
6.	Pompa Tangki Air Utama (P-106)	45,2963
7.	Pompa Masuk <i>Cation Exchanger</i> (P-107)	17,936
8.	Pompa Pelarut H ₂ SO ₄ (P-108)	0,02124
9.	Pompa Masuk Anion <i>Exchanger</i> (P-109)	18,981
10.	Pompa Pelarut NaOH (P-110)	0,0104
11.	Pompa Masuk Penampungan Air Sementara (P-111)	33,7711
12.	Pompa Masuk Dearator (P-112)	0,9450
13.	Pompa Keluar Dearator (P-113)	0,8235
14.	Pompa Masuk <i>Water Cooling Tower</i> (P-114)	20,152
15.	Pompa Masuk Tangki Bahan Baku (P-515)	0,0019
16.	Pompa Keluar <i>Water Cooling Tower</i> (P-116)	20,1524
17.	Pompa Pelarut Kaporit (P-117)	0,00003654
18.	Pompa Keluar Tangki Penampungan Air Domestik (P-118)	0,1224
19.	Pompa limbah ke bak penampungan (P-201)	0,0275
20.	Pompa menuju ke bak penetralisasi (P-202)	0,0205
21.	Pompa menuju bak pengendapan (P-203)	20,5687
22.	Pompa menuju tangki sedimentasi akhir (P-204)	0,03243
Total		824,445

Total Kebutuhan Listrik untuk keperluan proses dan utilitas adalah 824,445 hp. Diperkirakan kebutuhan listrik untuk alat yang tidak terdeskripsikan adalah 10% dari total keseluruhan sebesar 82,445 hp, sehingga total kebutuhan listrik 906,89 hp atau 676,267 kW. Penentuan besar tenaga listrik untuk penerangan digunakan persamaan berikut :

$$L = \frac{A \times F}{U \times D}$$

Keterangan :

L : Lumen Per Alat

A : Luas Area

F : Foot Candle yang diperkirakan (Tabel 13, *Perry's Handbook* edisi 3)

U : Koefisien Utilitas (Tabel 16, *Perry's Handbook* edisi 3)

D : Efisien lampu yang diharapkan (Tabel 16, *Perry's Handbook* edisi 3)

Adapun kebutuhan untuk penerangan dapat dilihat pada Tabel 7.7

Tabel 7.7 Kebutuhan Listrik Untuk Penerangan

Bangunan	Luas (m ²)	Luas (ft ²)	F	U	D	Lumen (lm)
Area proses	20.000	215.278	10	0,59	0,75	2.736.584,7458
Area Produk	400	4.305,56	10	0,51	0,75	63317,0588
Area Bahan Baku	600	6.458,34	10	0,51	0,75	94975,5882
Aula	300	3.229,17	10	0,51	0,75	47487,7941
Bengkel	400	4.305,56	10	0,56	0,75	57663,7500
Daerah Evakuasi	8000	86.111,2	10	0,49	0,75	1310028,5714
Kantin	500	5.381,95	10	0,59	0,75	68414,6186
Laboratorium	300	3.229,17	10	0,6	0,75	40365,6250
Parkir	500	5.381,95	10	0,59	0,75	68414,6186
Pembangkit Listrik	700	7.534,73	5	0,59	0,75	47890,2331
Perumahan karyawan	5000	53.819,5	20	0,6	0,75	1345487,5000
Pengolahan Air	800	8.611,12	15	0,6	0,75	161458,5000
Perkantoran	600	6.458,34	10	0,56	0,75	86495,6250
perpustakaan	700	7.534,73	10	0,42	0,75	134548,7500
Poliklinik	700	7.534,73	5	0,55	0,75	51373,1591
Pos Keamanan	50	538,195	10	0,55	0,75	7339,0227
Ruang Boiler	300	3.229,17	10	0,51	0,75	47487,7941
Stasiun Operator	600	6.458,34	10	0,1	0,75	484375,500

Taman	300	3.229,17	10	0,59	0,75	41048,7712
Tempat Ibadah	800	8.611,12	10	0,59	0,75	109463,3898
Unit Pemadam Kebakaran	600	6.458,34	5	0,59	0,75	41048,7712
Total	42.150	453.698,39				7.053.268,3868

Untuk semua area bangunan direncanakan menggunakan lampu TL 40 Watt. Dimana luman output tiap lampu *instan starting daylight* 40 Watt adalah 1.969 lumen. Jadi total jumlah lampu yang digunakan : $7.053.268,3868/1.969$

: 3598,60632 buah

Sehingga Total Daya Penerangan

: $3598,60632 \times 40$ Watt

: 143944,2528 W

: 143,94 kW

Tabel 7.8 Kebutuhan Listrik Pada Unit Penunjang

Nama Alat	Kebutuhan Daya Listrik (Hp)
Ruang control dan laboratorium	30
Penerangan dan kantor	30
Bengkel	40
Perumahan	100
Pengolahan limbah	21
Total	221

Total kebutuhan listrik adalah :

$$= 1162,715547 \text{ kW}$$

Digunakan generator dengan efisiensi 80%, maka :

$$= 1162,715547 \text{ kW} / 0,8$$

$$= 1453,394433 \text{ kW}$$

Ditetapkan input generator , sehingga :

$$= 1453,3944 - 1162,715547$$

$$= 290,68 \text{ kW}$$

Maka masih ada sisa 290,68 kW yang dapat digunakan untuk keperluan lainnya.

7.9 Kebutuhan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan untuk ketel uap dan pembangkit tenaga listrik (generator). Jenis bahan bakar yang digunakan adalah solar industri yang diperoleh

dari PT. Pertamina dengan jenis *High Speed Diesel* (HSD) yang digunakan untuk mesin pemanas ketel atau uap (Boiler). Perhitungan kebutuhan bahan bakar sebagai berikut :

- Nilai bakar solar = 19860 Btu/lbm (MSDS PT.Pertamina)
- ρ bahan bakar solar = 0,846 kg/l (MSDS PT.Pertamina)
- Daya *output* generator = 250 kW
- Daya generator yang dihasilkan = 4406764,654 Btu/jam = 4649136,7
- Jumlah bahan bakar

$$= \frac{46,19436 \text{ Btu/lbm}}{4649136,7 \text{ Btu/lbm}} = 42,9524 \text{ lbm/jam} (100642,951 \text{ kg/jam})$$
- Kebutuhan solar

$$= \frac{19,48288 \text{ kg/jam}}{0,89 \text{ kg/liter}} = 249079,2234 \text{ liter/jam}$$
- Kebutuhan total solar untuk 2 generator

$$= 2 \times 23,0294 \text{ liter/jam} = 46,0588 \text{ liter/jam}$$
- Uap dari ketel yang dihasilkan = 2221,85 kg/jam
- Panas laten *saturated steam* (250°C) = 2748,9 kJ/kg (Reklaitis, 1983)
- Panas yang dibutuhkan ketel

$$= 10.377,96 \text{ kg/jam} \times 1714,7 \text{ kJ/kg}$$

$$= 6107634,48 \text{ kJ/kg}$$
- Efisiensi ketel uap 75%, sehingga panas yang harus disupply ketel yaitu:

$$= \frac{13.532.035,72 \text{ Btu/jam}}{75\%} = 7237546,86 \text{ Btu/jam}$$
- Jumlah bahan bakar

$$= \frac{18.042.714,29 \text{ Btu/lbm}}{19860 \text{ Btu/lbm}} \times 0,45359 = 468,99 \text{ kg/jam}$$
- Kebutuhan solar

$$= \frac{412,0843 \text{ kg/jam}}{0,864 \text{ kg/liter}} = 542,81 \text{ liter/jam}$$

7.10 Unit Pengolahan Limbah

Limbah dari suatu pabrik harus diolah sebelum dibuang ke badan air atau atmosfer, karena limbah tersebut mengandung bermacam zat yang dapat membahayakan alam sekitar maupun manusia itu sendiri. Demi kelestarian lingkungan hidup, maka setiap pabrik harus mengolah limbahnya sebelum di buang ke alam.

Demi kelestarian lingkungan hidup, maka setiap pabrik harus mempunyai unit pengolahan limbah. Selain itu, pengendalian pencemaran air dilakukan untuk menjamin kualitas air agar sesuai dengan baku mutu air melalui upaya pencegahan dan penanggulangannya. Limbah yang dihasilkan dari pabrik monoetanolamin.

7.10.1 Limbah Cair

Limbah cair yang dihasilkan oleh pabrik Paraxylene antara lain adalah limbah domestik, limbah hasil penyucian peralatan dan limbah laboratorium yang akan dikumpulkan menjadi satu lalu diproses sebelum dibuang ke lingkungan. Limbah cair merupakan limbah yang dihasilkan dari proses industri yang berwujud cair dan mengandung padatan tersuspensi atau terlarut, akan mengalami proses perubahan fisik, kimia, maupun biologi yang menghasilkan zat beracun dan dapat menimbulkan gangguan ataupun resiko terjadinya penyakit dan kerusakan lingkungan. Terdapat peraturan dan regulasi yang mengatur pengolahan limbah cair. Di Indonesia, ada beberapa peraturan terkait pengolahan limbah cair yaitu,

- a. Peraturan Menteri Lingkungan Hidup Dan Kehutanan Republik Indonesia Nomor 5 Tahun 2022. Tentang Pengolahan Air Limbah Bagi Usaha Dan/Atau Kegiatan Pertambangan Dengan Menggunakan Metode Lahan Basah Buatan.
- b. Peraturan Menteri Lingkungan Hidup Dan Kehutanan Nomor 5 Tahun 2021 Tentang Tata Cara Penerbitan Persetujuan Teknis Dan Surat Kelayakan Operasional Bidang Pengendalian Pencemaran Lingkungan.
- c. Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 22 Tahun 2021 Tentang Penyelenggaraan Perlindungan Dan Pengelolaan Lingkungan Hidup.

1. Limbah domestik

Limbah domestik adalah jenis limbah cair yang berasal dari kegiatan sehari-hari di perumahan, perkantoran, dan sarana serupa. Limbah ini mencakup berbagai jenis zat dan bahan yang dihasilkan dari kegiatan domestik, seperti mencuci, memasak, dan kegiatan sanitasi.

2. Limbah cair hasil pencucian peralatan pabrik

Limbah cair yang dihasilkan dari pencucian peralatan pabrik, yang mengandung kotoran yang dapat menjadi sumber pencemaran yang signifikan jika tidak dikelola dengan baik. Limbah ini seperti air bekas cucian yang dapat berasal dari sisa-sisa bahan pembersih, minyak, pelumas dan kontaminan lain yang terdapat pada peralatan yang dicuci.

3. Limbah Laboratorium

Limbah yang berasal dari laboratorium ini mengandung bahan – bahan kimia yang digunakan untuk menganalisa mutu bahan baku yang digunakan dan mutu produk yang dihasilkan, serta yang digunakan untuk penelitian dan pengembangan proses. Limbah laboratorium merujuk pada bahan-bahan yang dihasilkan selama kegiatan laboratorium sebuah pabrik. Limbah ini bisa berupa cairan, seringkali mengandung bahan kimia atau zat berbahaya. Pengelolaan limbah laboratorium sangat penting untuk mencegah dampak negatif pada lingkungan dan kesehatan manusia.

7.10.2 Limbah Padat

1. Limbah B3

Pengolahan limbah B3 (Bahan Berbahaya dan Beracun) penting dilakukan agar limbah tersebut tidak menimbulkan dampak negative bagi lingkungan dan kesehatan manusia. Di banyak negara, termasuk Indonesia, terdapat peraturan dan regulasi yang mengatur pengolahan limbah B3. Di Indonesia, ada beberapa peraturan terkait pengolahan limbah B3 adalah :

- a. Peraturan Menteri Lingkungan Hidup dan Kehutanan Nomor 06 Tahun 2021 Tentang Tata Cara dan Persyaratan Pengelolaan Limbah Bahan Berbahaya dan Beracun
- b. Peraturan Pemerintah No. 22 Tahun 2021 tentang Penyelenggaraan

Perlindungan dan Pengelolaan Lingkungan Hidup.

- c. Peraturan Menteri Negara Lingkungan Hidup Nomor 12 Tahun 2020 tentang Penyimpanan limbah Bahan Berbahaya dan Beracun.

Adapun pengelompokan limbah B3 berdasarkan sifatnya-sifatnya:

1. Bahan Kimia Berbahaya

Limbah B3 ini mencakup Limbah B3 jenis ini mencakup bahan-bahan kimia yang berpotensi merusak lingkungan atau menyebabkan bahaya kesehatan. Contohnya bahan pelarut organik, asam, logam berat, bahan radioaktif, dan bahan kimia lain yang dapat mencemari air, tanah, atau udara.

2. Bahan Infeksius atau Berbahaya Biologis

Limbah B3 ini meliputi bahan-bahan biologis yang berpotensi mengandung patogen atau zat berbahaya lainnya. Ini termasuk limbah laboratorium, bahan-bahan laboratorium yang terkontaminasi atau yang sudah kadaluarsa. Bahan-bahan laboratorium yang termasuk B3 yaitu H_2SO_4 , NaOH, dll.

3. Bahan Mudah Terbakar atau Mudah Meledak

Limbah B3 jenis ini melibatkan bahan yang dapat menyebabkan kebakaran atau ledakan. Termasuk dalam kategori ini adalah bahan yang mudah terbakar seperti bahan pelarut organik, serta bahan yang memiliki sifat reaktif dan dapat melepaskan gas atau panas secara tiba-tiba. Contohnya yaitu propilen, oksigen dan sisa solar.

4. Bahan yang Merusak Ekosistem atau Mengganggu Ekologi

Limbah B3 ini mencakup bahan-bahan yang dapat merusak ekosistem dan mengganggu organisme di dalamnya. Contohnya adalah limbah yang mengandung bahan-bahan beracun yang dapat mencemari tanah, air, dan mempengaruhi keberlanjutan ekosistem.

Identifikasi Limbah B3 pada pabrik Paraxylene :

- a. Mudah terbakar, contohnya propilen, H_2SO_4 , Fuel oil.
- b. Pengoksidasi, contohnya NaOH, $Ca(OCl)_2$.
- c. Mudah meledak, contohnya propilen.

- d. Sangat beracun, contohnya propilen, klorin, H_2SO_4 .
 - e. Korosif, contohnya propilen, klorin, katalis $FeCl_3$, $Al_2(SO_4)_3$, $NaOH$, Na_2CO_3 , $Ca(OCl)_2$, H_2SO_4 , Fuel Oil.
 - f. Karsinogenik, contohnya propilen
2. Limbah non B3

Limbah padat non B3 dalam konteks pabrik merujuk pada limbah padat yang tidak mengandung bahan-bahan berbahaya atau beracun yang dapat membahayakan kesehatan manusia atau lingkungan.

Beberapa contoh limbah padat non B3 di pabrik mungkin mencakup kemasan sekunder, kertas, karton, kayu, plastik yang tidak beracun limbah makanan, dan sebagainya. Pengelolaan limbah B3 tetap penting untuk memastikan bahwa limbah tersebut tidak mencemari lingkungan dan sesuai dengan regulasi lingkungan setempat.

7.10.3 Limbah Gas

Limbah gas adalah hasil samping dari berbagai proses industri atau pembakaran. Limbah gas dapat mengandung gas beracun atau polutan udara seperti oksida nitrogen, sulfur dioksida, karbon monoksida, hidrokarbon, dan partikulat. Sumber utama limbah gas melibatkan kegiatan industri, dan pembangkit listrik. Terdapat peraturan dan regulasi yang mengatur pengolahan limbah Gas. Di Indonesia, ada beberapa peraturan terkait pengolahan limbah gas yaitu :

- a. Peraturan Menteri Lingkungan Hidup dan Kehutanan Nomor 06 Tahun 2021 Tentang Tata Cara dan Persyaratan Pengelolaan Limbah Bahan Berbahaya dan Beracun.
- b. Peraturan Menteri Lingkungan Hidup Dan Kehutanan Nomor 5 Tahun 2021 Tentang Tata Cara Penerbitan Persetujuan Teknis Dan Surat Kelayakan Operasional Bidang Pengendalian Pencemaran Lingkungan.
- c. Peraturan Menteri Negara Lingkungan Hidup Nomor 12 Tahun 2020 tentang Penyimpanan limbah Bahan Berbahaya dan Beracun.

1. Emisi Bergerak

Emisi bergerak pada pabrik mengacu pada pelepasan polutan atau limbah gas buang dari peralatan atau aktivitas yang dapat berpindah secara lokal di sekitar pabrik. Limbah emisi berupa emisi gas, debu, atau partikulat yang dihasilkan peralatan bergerak, atau aktivitas lainnya di dalam kompleks pabrik.

2. Limbah Boiler

Limbah boiler adalah limbah yang dihasilkan selama proses penghasilan energi termal di dalam boiler. Boiler adalah perangkat yang digunakan untuk menghasilkan uap atau air panas dengan memanaskan air menggunakan bahan bakar, seperti batubara, gas alam, atau minyak bakar. Gas buang boiler mengandung berbagai gas hasil pembakaran, seperti nitrogen dioksida (NO_2), sulfur dioksida (SO_2), karbon dioksida (CO_2), dan partikel-partikel kecil. Peningkatan emisi NO_2 dan SO_2 dapat berkontribusi pada polusi udara dan hujan asam.

3. Limbah Genset

Genset yang menggunakan mesin pembakaran internal menghasilkan gas buang sebagai produk sampingan. Gas buang ini dapat mengandung berbagai gas, termasuk nitrogen dioksida (NO_2), karbon monoksida (CO), dan partikel-partikel kecil.

4. Tungku Pembakaran

Tungku pembakaran yang juga dikenal sebagai insinerator atau furnace, sering digunakan untuk mengelola limbah padat, cair, atau gas dengan tujuan tertentu, seperti menghasilkan panas dan mengolah limbah. Proses pembakaran dalam tungku menghasilkan berbagai jenis emisi gas yang berpotensi mencemari udara dan lingkungan sekitarnya.

Penting untuk dilakukan pengendalian emisi agar gas buang yang dihasilkan oleh pembakaran limbah tidak mencemari udara. Sistem ini mungkin melibatkan penanganan gas buang dan penggunaan teknologi filtrasi atau pembersihan udara. Pabrik atau instalasi yang menggunakan tungku pembakaran harus memantau dan mematuhi standar lingkungan yang ditetapkan oleh otoritas setempat atau lembaga pengatur. Ini termasuk mengukur emisi gas buang dan

memastikan bahwa proses pembakaran memenuhi regulasi lingkungan yang berlaku dan Setelah proses pembakaran selesai, sering kali ada sisa-sisa seperti abu. Pengelolaan abu ini juga penting untuk memastikan bahwa bahan-bahan berbahaya terkandung dan diolah dengan benar.

Adapun langkah-langkah proses waste water treatment adalah sebagai berikut.

1. Bak Penampungan Limbah Utama (BP-201)

Limbah sebelum masuk bak penampungan pertama dialirkan menggunakan pompa (P-201). Pada bak penampungan ini air limbah di kumpulkan dan diendapkan untuk beberapa saat agar lumpur lumpur tertinggal pada bak penampungan ini selanjut dialirkan menggunakan pompa (P-202) menuju Tangki Sedimentasi Awal (TSA-201)

2. Tangki Sedimentasi Awal

Tangki Sedimentasi Awal adalah sistem untuk proses sedimentasi dengan metode flokulasi dan koagulasi, fungsi dari clarifier ialah mengurangi kandungan TSS (total suspended solid) dalam air. Dengan menggunakan TSA ini dapat menghasilkan air dengan tingkat kejernihan dan turbiditas yang baik.

Koagulasi adalah proses destabilisasi partikel kolid dengan cara penambahan senyawa kimia yang disebut koagulan, koloid mempunyai ukuran tertentu sehingga gaya tarik menarik antar partikel lebih kecil dari pada gaya tolak menolak akibat muatan listrik pada koloid tersebut. Pada kondisi stabil ini, tidak terjadi. Dengan adanya proses koagulasi ini terjadi destabilisasi sehingga partikel koloid bersatu dan membesar. Berbeda dengan flokulasi ini dimana partikel koloid ini membentuk flok-flok yang banyak dan membesar dengan pengadukan sehingga flok tersebut akan jatuh atau bergerak menuju inti bumi dikarenakan gaya gravitasi (sedimentasi).

3. Bak Netralisasi (BP-202)

Netralisasi ini untuk menghilangkan aciditas atau alkalinitas dikarenakan bakteri dapat hidup pada pH 6,5 – 8. limbah cair kandungan asamnya terlalu tinggi maka akan dinetralkan dengan NaOH dan sebaliknya bila pH limbah cairnya basa maka akan dinetralkan menggunakan H₂SO₄ Selanjut setelah pH sudah stabil maka akan dialirkan menggunakan pompa (P-203) menuju bak aerasi (BA-201).

4. Bak Aerasi (BA-201)

Pada bak penampungan ini menambahkan oksigen (aerasi), aerasi merupakan salah satu proses dari transfer oksigen dari fasa gas ke fasa cair dan memiliki fungsi yaitu untuk memberi asupan pada mikroorganisme agar dapat dengan mudah menguraikan senyawa organik. Setelah penambahan oksigen pada air maka air tersebut akan dialirkan menuju tangki sedimentasi akhir (TSA-202) menggunakan pompa (P-204)

5. Tangki Penampungan Akhir (TS-202)

Yang mana pada bak ini menampung atau tempat uji kelayakan apakah limbah tersebut layak dibuang ke lingkungan atau tidak, dengan mengikuti peraturan pemerintah no.68 tahun 2016 tentang baku mutu limbah domestik sebagai berikut :

- pH (tingkat keasaman)
- BOD (Biochemical Oxygen Demand)
- COD (Chemical Oxygen Demand)

Sebagian akan dikembalikan ke Bak Aerasi (BA-201) karna bakteri bakteri tersebut sudah aktif dalam menguraikan senyawa senyawa organik menggunakan pompa (P-205).

Perhitungan untuk sistem pengolahan limbah :

Diperkirakan jumlah air buangan pabrik :

1. Limbah proses = 1800,0638 kg/jam
= 1791,108259 liter/jam
2. Pencucian peralatan pabrik = 60 liter/jam
3. Limbah domestik dari kantor diperkirakan air buangan tiap orang :
 - Domestik = 30 gal/hari
 - Kantor = 15 gal/hari
 - Jumlah karyawan = 220 orang

$$\begin{aligned} \text{Jadi, jumlah limbah domestik dan kantor} &= 220 (15+30) \frac{\text{gal}}{\text{hari}} \times \frac{1 \text{ liter}}{0,22 \text{ gal}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\ &= 1561,3125 \text{ liter/jam} \end{aligned}$$

4. Laboratorium = 15 liter/jam

Total air buangan pabrik = $(1791,108259 + 60 + 1561,3125 + 15)$ liter/jam
 = 3427,420759 liter/jam
 = 3,427420759 m³/jam

7.11 Spesifikasi Peralatan Utilitas

7.11.1 Pompa Air Sungai

Fungsi : Memompa air sungai ke bak penampungan air
 Jenis : Pompa Sentrifugal
 Jumlah : 2 Unit (1 *Standby*)
 Bahan Konstruksi : *Commercial steel*
 Laju volumetrik : 2,7011ft³/s
 Daya pompa : 20,4763 Hp

7.11.2 Bak Penampungan Air

Fungsi : Menampung air sungai untuk mengendapkan partikel-partikel yang besar tanpa bantuan bahan kimia.
 Jenis : Bak dengan permukaan bentuk persegi
 Jumlah : 4 Unit
 Bahan Kontruksi : Beton
 Panjang bak : 30,8535 m
 Lebar bak : 15,42675 m
 Tinggi bak : 15,42675 m

7.11.3 Pompa Menuju Clarifier

Fungsi : Memompa air dari bak penampungan air ke *clarifer*
 Jenis : Pompa sentrifugal
 Jumlah : 2 Unit (1 *standby*)
 Bahan kontruksi : *Commercial steel*
 Laju volumetrik : 2,7011 ft³/s
 Daya pompa : 20,4763 Hp

7.11.4 Tangki Pelarut Alumina Sulfat $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$

Fungsi	: Membuat larutan alum $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$
Bentuk	: Silinder tegak dengan alas dan tutup datar
Jumlah	: 1 Unit
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	: 24,462119973 m ³ (576,6913 ft ³)
Tinggi	: 4,907944882 m
Diameter	: 2,5030 m
Jenis Pengaduk	: <i>Flat six turbin impeller</i>
Jumlah <i>Baffle</i>	: 4 buah
Daya Motor	: 0,1204 Hp

7.11.5 Pompa Pelarut Alumina Sulfat $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$

Fungsi	: Memompa alumina dari tangki pelarutan ke <i>clarifer</i>
Jenis	: Pompa sentrifugal
Jumlah	: 2 Unit (1 <i>standby</i>)
Bahan kontruksi	: <i>Commercial steel</i>
Laju volumetrik	: 0,0000986621 ft ³ /s
Daya pompa	: 0,0003825237 Hp

7.11.6 Tangki Pelarut Soda Abu (Na_2CO_3)

Fungsi	: Membuat larutan soda abu (Na_2CO_3)
Bentuk	: Silinder tegak dengan alas dan tutup datar
Jumlah	: 1 Unit
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	: 13,6561 m ³
Tinggi	: 4,0324 m
Diameter	: 2,0565 m
Jenis Pengaduk	: Flat six turbin impeller
Jumlah <i>Baffle</i>	: 4 buah

Daya Motor : 0,0439 Hp

7.11.7 Pompa Pelarut Soda Abu (Na_2CO_3)

Fungsi : Memompa soda abu dari tangki pelarutan ke *clarifier*
 Jenis : Pompa injeksi
 Jumlah : 2 Unit (1 *standby*)
 Bahan konstruksi : *Commercial steel*
 Laju volumetrik : 0,000054 ft³/s
 Daya pompa : 0,000206 Hp

7.11.8 Clarifier

Fungsi : Memisahkan endapan (flok-flok) yang terbentuk karena pengendapan bahan alumina dan soda abu
 Tipe : *Eksternal solid recirculation clarifier*
 Jumlah : 1 Unit
 Bahan Kontruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*
 Kapasitas air : 274.193,4579 kg/h
 Tinggi : 14,0463 m
 Diameter : 9,3642 m

7.11.9 Pompa Sand filter

Fungsi : Memompa air dari clarifier air ke *sandfilter*
 Jenis : Pompa sentrifugal
 Jumlah : 2 Unit (1 *standby*)
 Bahan konstruksi : *Commercial steel*
 Laju volumetrik : 0,0000986621 ft³/s
 Daya pompa : 0,0004 Hp

7.11.10 Sand filter

Fungsi : Menyaring partikel-partikel yang masih terbawa dalam air yang keluar dari *clarifier*

Bentuk	: Silinder tegak dengan alas dan tutup datar
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	: 1 unit
Kapasitas	: 107,386 m ³
Tinggi	: 6,2419 m = 20,4788 ft
Diameter	: 4,6814 m = 15,3591 ft
Tebal tangki	: 1,5174 m

7.11.11 Pompa Tangki Air Utama

Fungsi	: Memompa air dari <i>sandfilter</i> ke tangki penampungan air utama
Jenis	: Pompa sentrifugal
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Laju volumetrik	: 0,0000986621 ft ³ /s
Daya pompa	: 0,0004 Hp

7.11.12 Tangki Air Utama

Fungsi	: Tempat menampung air sementara sebelum di distribusikan ke unit lain
Jenis	: Silinder tegak dengan alas dan tutup datar
Bahn konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	: 1 unit
Kapasitas	: 330,421 m ³
Diameter	: 8,2485 m
Tinggi	: 5,1553 m
Tebal tangki	: 6,1864 in

7.11.13 Pompa Menuju *Cation Exchanger* (P-107)

Fungsi	: Memompa air dari tangki air ke <i>cation exchanger</i>
Jenis	: Pompa sentrifugal

Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jumlah	: 2 unit (1 <i>standby</i>)
Laju volumetrik	: 0,0000986621 ft ³ /s
Daya pompa	: 0,0004 Hp

7.11.14 Penukar Kation (*Cation Exchanger*) (CE-101)

Fungsi	: Mengikat senyawa logam yang terdapat dalam air umpan ketel (umpan boiler)
Bentuk	: Silinder tegak dengan atas dan bawah elipsoidal
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	: 1 Unit
Volume resin	: 0,56 m ³
Diameter _(silinder)	: 1,3677 m
Tinggi _(Silinder)	: 2,7354 m
Tebal _(silinder)	: 0,0492 in
Tinggi _(tutup)	: 2,7354 m

7.11.15 Tangki Pelarutan H₂SO₄

Fungsi	: Tempat membuat larutan asam sulfat (H ₂ SO ₄) untuk dialirkan menuju <i>cation exchanger</i>
Bentuk	: Silinder tegak dengan alas dan tutup datar
Jumlah	: 1 Unit
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	: 0,9456 m ³ /jam
Tinggi	: 1,3942 m (17,976 ft)
Diameter	: 0,9294 m (24,3463 ft)
Jenis Pengaduk	: Flat six turbin impeller
Jumlah <i>Baffle</i>	: 4 buah
Daya Motor	: 0,00011 Hp

7.11.16 Pompa Pelarut H₂SO₄

Fungsi	: Memompa larutan H ₂ SO ₄ dari tangki pelarutan H ₂ SO ₄ ke <i>cation exchanger</i>
Jenis	: Pompa sentrifugal
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jumlah	: 2 Unit (1 <i>Standby</i>)
Laju volumetrik	: 0,004639 ft ³ /s
Daya pompa	: 0,021241 Hp

7.11.17 Pompa Menuju *Anion Exchanger*

Fungsi	: Memompa air dari kation exchanger ke anion exchanger
Jenis	: Pompa sentrifugal
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jumlah	: 2 unit (1 <i>standby</i>)
Laju volumetrik	: 10,0063 ft ³ /det
Daya pompa	: 18,9809 Hp

7.11.18 Penukar Anion (*Anion Exchanger*)

Fungsi	: Mengikat senyawa logam yang terdapat dalam air umpan ketel (umpan boiler)
Bentuk	: Silinder tegak dengan atas dan bawah elipsoidal
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	: 1 Unit
Volume resin	: 3,3470 m ³ /jam
Diameter _(silinder)	: 8,3235 m (27,31 ft)
Tinggi _(silinder)	: 2,7354 m
Tebal _(silinder)	: 1,5348 in
Tinggi _(tutup)	: 2,7354 m

7.11.19 Tangki Pelarutan NaOH

Fungsi	: Tempat pembuatan larutan (NaOH) untuk
--------	---

dialirkan menuju Anion Exchanger

Bentuk	: Silinder tegak dengan alas dan tutup datar
Jumlah	: 1 Unit
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	: 12,0585 m ³
Tinggi	: 3,2574 m
Diameter	: 2,1716 m
Jenis Pengaduk	: Flat six turbin impeller
Jumlah <i>Baffle</i>	: 4 buah
Daya Motor	: 0,00838 Hp

7.11.20 Pompa Pelarut NaOH

Fungsi	: Memompa larutan NaOH dari tangki pelarut NaOH ke <i>anion exchanger</i>
Jenis	: Pompa sentrifugal
Bahan kontruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jumlah	: 2 unit (1 <i>standby</i>)
Laju volumetrik	: 0.001964 ft ³ /det
Daya pompa	: 0,010439 Hp

7.11.21 Pompa Menuju Penampungan Air Sementara

Fungsi	: Memompa air dari <i>anion exchanger</i> ke tangki penampungan air sementara
Jenis	: Pompa sentrifugal
Bahan kontruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jumlah	: 2 unit (1 <i>standby</i>)
Laju volumetrik	: 10,0063 ft ³ /det
Daya pompa	: 33,7711 Hp

7.11.22 Tangki Penampungan Air Sementara

Fungsi	: Menampung air sementara untuk keperluan unit proses lain
Jumlah	: 1 Unit
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	: 1529,3914 m ³ (54.042,0993 ft ³)
Tinggi	: 10,6186 m (34,8151 ft)
Diameter	: 7,0790 m (23,2101 ft)
Tebal	: 0,1250 in

7.11.23 Pompa Tangki Bahan Baku

Fungsi	: Memompa air dari tangki penampungan menuju tangki bahan baku
Jenis	: Pompa sentrifugal
Bahan kontruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jumlah	: 2 unit (1 <i>standby</i>)
Laju volumetrik	: 0,00071 ft ³ /det
Daya pompa	: 0,00195 Hp

7.11.24 Pompa Menuju Dearator

Fungsi	: Memompa air dari tangki penampung sementara menuju Dearator
Jenis	: Pompa sentrifugal
Bahan kontruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jumlah	: 2 unit (1 <i>standby</i>)
Laju volumetrik	: 0,202398 ft ³ /det
Daya pompa	: 0,945044 Hp

7.11.25 Deaerator

Fungsi	: Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air umpan ketel (umpan boiler)
Bentuk	: Silinder horizontal dengan alas dan tutup elipsoidal
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	: 1 Unit
Volume resin	: 2,7892 m ³ /jam
Diameter _(silinder)	: 1,3677 m
Tinggi _(silinder)	: 2,0515 m
Tebal _(silinder)	: 0,00125 m
Tinggi _(tutup)	: 0,4079 m (2,2686 ft)

7.11.26 Pompa Keluaran Deaerator (P-113)

Fungsi	: Memompa air dari deaerator ke boiler
Jenis	: Pompa sentrifugal
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jumlah	: 2 unit (1 <i>standby</i>)
Laju volumetrik	: 0,02188 ft ³ /s
Daya pompa	: 0,0629 Hp

7.11.27 Boiler

Fungsi	: Menyediakan uap untuk keperluan proses
Jenis	: Fired Tube Boiler
Jumlah	: 1 unit
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel</i>
Daya boiler	: 720,54 hp

7.11.28 Tangki Bahan Bakar

Fungsi	: Menampung bahan bakar solar
Bentuk	: Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Jumlah	: 1 Unit
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	: 48274,96204 ft ³ (1366,9946 m ³)
Tinggi	: 14,5595 m (47,7684 ft)
Diameter	: 9,7065 (31,8456 ft)
Tebal	: 0,1967 in

7.11.29 Pompa Masuk *Water Cooling Tower*

Fungsi	: Memopas air dari tangki penampungan sementara menuju <i>Water Coling Tower</i>
Jenis	: Pompa sentrifugal
Bahan kontruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jumlah	: 2 unit (1 <i>standby</i>)
Laju volumetrik	: 9,8032 ft ³ /det
Daya pompa	: 20,15243 Hp

7.11.30 *Water Cooling Tower*

Fungsi	: Mendinginkan air sirkulasi dari pabrik agar dapat digunakan kembali.
Jenis	: <i>Mechanical draft cooling tower</i>
Bahan kontruksi	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	: 1 unit
Luas	: 70,78 ft ²

7.11.31 Pompa Keluaran *Water Cooling Tower*

Fungsi	: Memopas air dari menara air pendingin ke unit proses
Jenis	: Pompa sentrifugal
Bahan kontruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jumlah	: 2 unit (1 <i>standby</i>)
Laju volumetrik	: 0,21 ft ³ /det

Daya pompa : 1,088 Hp

7.11.32 Tangki Pelarut Kaporit [Ca(ClO)₂]

Fungsi : Tempat pembuatan larutan klorin untuk proses klorinasi air domestik

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Kapasitas : 9,2283 m³

Tinggi : 2,9795 m

Diameter : 1,9863 m

Jenis Pengaduk : Flat six turbin impeller

Jumlah *Baffle* : 4 buah

Daya Motor : 0,0354 Hp

7.11.33 Pompa Pelarut Kaporit

Fungsi : Memompa larutan klorin dari tangki pelarutan klorin untuk proses klorinasi

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Jumlah : 2 unit (1 *Standby*)

Laju volumetric : 0,000001691 ft³/det

Daya pompa : 0,00003654 Hp

7.11.34 Tangki Penampungan Air Domestik

Fungsi : Menampung air dari menara air untuk keperluan domestik

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Kapasitas : 96,3161 m

Diameter : 6,7529 ft (2,0583 m)

Tinggi	: 96,3161 m
Tebal tangki	: 0,0792 in

7.11.35 Pompa Keluaran Tangki Penampungan Air Domestik

Fungsi	: Memompa air dari tangki air untuk kebutuhan domestik
Jenis	: Pompa sentrifugal
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jumlah	: 2 unit (1 <i>standby</i>)
Laju volumetrik	: 0,0419 ft ³ /det
Daya pompa	: 0,1224 Hp

7.12 Spesifikasi Peralatan Pengolahan Limbah

7.12.1 Pompa Limbah Cair Menuju Bak Penampungan (P-201)

Fungsi	: Memompa limbah cair dari unit proses menuju bak penampungan
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jumlah	: 2 unit (1 <i>standby</i>)
Laju volumetrik	: 0,015880936 ft ³ /det
Daya pompa	: 0,02757211 Hp

7.10.2 Bak Penampungan (BP-201)

Fungsi	: Menampung air buangan sementara dan menetralkan pH limbah
Bahan konstruksi	: Beton kedap air
Jumlah	: 1 unit
Volume	: 7296,0750 m ³
Panjang	: 38,7905 m
Lebar	: 19,3952 m
Tinggi	: 19,3952 m

7.10.3 Pompa Menuju Bak Penetralisasi (P-202)

Fungsi	: Memompa limbah cair dari bak penampungan menuju bak penetralisasi
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jumlah	: 2 unit (1 <i>standby</i>)
Laju volumetrik	: 0,01588 ft ³ /det
Daya pompa	: 0,02757211 Hp

7.10.4 Bak Netralisasi (BN - 202)

Fungsi	: Tempat penetralan limbah pabrik
Bahan konstruksi	: Beton kedap air
Jumlah	: 1 unit
Volume	: 7296,0750 m ³
Panjang	: 38,79059 m
Lebar	: 19,39529 m
Tinggi	: 19,39529 m

7.10.5 Pompa Menuju Bak Pengendapan (P-203)

Fungsi	: Memompa limbah cair dari bak netralisasi ke bak pengendapan
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jumlah	: 2 unit (1 <i>standby</i>)
Laju volumetrik	: 0,01588 ft ³ /det
Daya pompa	: 0,02757 Hp

7.10.4 Bak Pengendapan (BP-203)

Fungsi	: Mengilangkan padatan dengan cara pengendapan
Jenis	: Bak dengan permukaan bentuk persegi
Bentuk	: Persegi panjang, alas berbentuk kerucut
Jumlah	: 1 unit
Bahan Kontruksi	: Beton kedap air

Volume	: 1042,2964 m ³
Panjang	: 20,278091 m
Lebar	: 10,139045 m
Tinggi	: 10,139045 m

7.10.6 Pompa Menuju Ke Tangki Sedimentasi (P-204)

Jenis	: Memompa limbah cair dari bak pengendapan ke tangki sedimentasi
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jumlah	: 2 unit (1 <i>standby</i>)
Laju volumetrik	: 0,01588 ft ³ /det
Daya pompa	: 0,02757 Hp

7.10.9 Tangki Sedimentasi Akhir (TS-201)

Fungsi	: Mengendapkan flok biologis dari tangki aerasi dan sebagian di resirkulaskan kembali ke tangki aerasi
Bentuk	: Persegi panjang, alas berbentuk kerucut
Bahan konstruksi	: Beton
Volume	: 86,8580 m ³
Diameter	: 4,27580 m
Tinggi	: 6,41370 m

BAB VIII

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

8.1 Tinjauan Umum

Lokasi suatu pabrik dapat mempengaruhi kedudukan pabrik dalam persaingan, penentuan lokasi pabrik yang tepat tidak semudah yang diperkirakan, banyak faktor yang dapat mempengaruhi, idealnya, lokasi yang dipilih harus dapat memberikan keuntungan untuk jangka panjang dan dapat memberikan kemungkinan untuk memperluas pabrik. Lokasi pabrik yang baik akan menentukan hal-hal sebagai berikut:

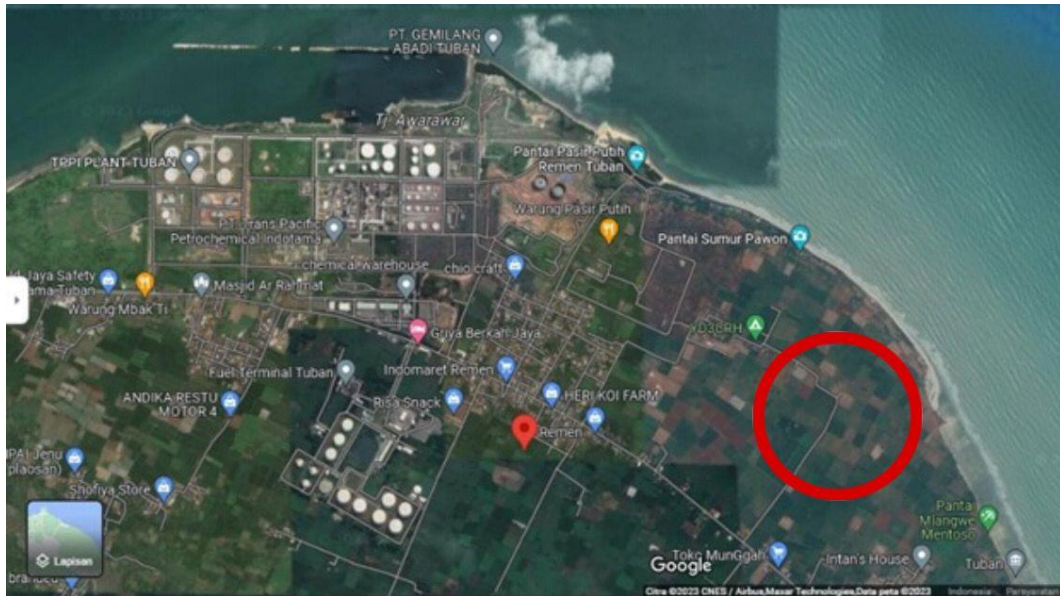
1. Kemampuan untuk melayani konsumen.
2. Kemampuan untuk mendapatkan bahan baku yang berkesinambungan dan harganya sampai ditempat relatif murah.
3. Kemudahan untuk melakukan perluasan lokasi pabrik dikemudian hari.
4. Kemudahan untuk mendapatkan tenaga karyawan. Oleh karenanya pemilihan tempat bagi berdirinya suatu pabrik harus memperhatikan beberapa faktor yang berperan yaitu faktor utama dan faktor khusus.

8.2 Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik sangat menentukan kemajuan dan kelangsungan dari industri, baik pada masa sekarang maupun pada masa yang akan datang, karena hal ini berpengaruh terhadap faktor produksi dan distribusi dari pabrik yang didirikan. Pemilihan yang tepat mengenai lokasi pabrik harus memberikan suatu perhitungan biaya produksi dan distribusi yang minimal serta pertimbangan sosiologi yaitu pertimbangan dalam mempelajari sikap dan sifat masyarakat disekitar lokasi pabrik.

Berdasarkan faktor-faktor tersebut, maka pabrik Paraxylene ini direncanakan berlokasi di daerah wilayah di kabupaten Tuban provinsi Jawa timur, peta lokasi dapat dilihat pada gambar 8.1. Dimana Kabupaten Tuban, Jawa Timur merupakan salah satu kawasan industri baru di provinsi Jawa Timur. Gresik dekat dengan bahan baku Toluene diperoleh dari PT. Trans Pacifik Petrochemical

Indotama dan Metanol dipasok dari PT. Metanol Bunyu yang terletak di Kalimantan Timur. Peta perencanaan pendirian pabrik Paraxylene dapat dilihat pada Gambar 8.1.



Gambar 8.1 Peta Lokasi Pendirian Pabrik (Google Maps, 2023)

Penentuan lokasi pabrik perlu memperhatikan beberapa faktor. Faktor-faktor yang mempengaruhinya adalah bahan baku, pemasaran, utilitas, tenaga kerja, transportasi, kebijakan pemerintah dan keadaan masyarakat.

1. Bahan Baku

Pabrik berusaha untuk memperoleh bahan baku baik secara kualitatif maupun kuantitatif dengan mudah, harga murah serta keseimbangan yang berkesinambungan dan biaya pengangkutan yang rendah dan resiko kerusakan kecil, sehingga biaya produksi didapat serendah mungkin, dan kualitas produk sesuai standard dan sesuai permintaan pasar. Bahan baku Toluene dapat diperoleh dengancara diimpor dari salah satu pabrik penghasil Toluene dari PT. Trans Pacifik Petrochemical Indotama yang memiliki kapasitas 300.000 ton/tahun dan Metanol diperoleh dari PT. Metanol Bunyu, Kalimantan Timur yang memiliki kapasitas 600.000 ton/tahun

2. Pemasaran

Prospek pasar menjadi sangat penting karena untung ruginya suatu pabrik sangat bergantung pada pemasaran produknya, sehingga lokasi pabrik harus

didirikan di daerah yang memiliki prospek atau jangkauan pasar yang baik dalam pemasarannya. Oleh karena itu pabrik Paraxylene sangat menguntungkan apabila pabrik ini didirikan di lokasi yang berdekatan dengan industri-industri tersebut

3. Utilitas

Pertimbangan lain dalam pemilihan lokasi pabrik adalah utilitas, yang mana lokasi pabrik harus berdekatan dengan sumber air, tenaga listrik dan bahan bakar. Kebutuhan air untuk utilitas maupun proses produksi dapat diambil dari sungai yang berada didekat kawasan pabrik. Sedangkan untuk kebutuhan tenaga listrik, didapat dari boiler untuk supply ke pabrik yang akan didirikan di area pabrik.

4. Tenaga Kerja

Tenaga kerja mutlak diperlukan untuk menjalankan mesin-mesin produksi. Pendirian pabrik diharapkan dapat menyerap tenaga kerja dan mengurangi pengangguran. Kebutuhan tenaga kerja di Tuban cukup banyak tersedia sehingga dapat didatangkan dari masyarakat setempat serta dapat juga didatangkan dari daerah-daerah lain sekitarnya, sehingga kebutuhan tenaga kerja akan terpenuhi. Sedangkan tenaga ahli diperoleh melalui kerja sama dengan perguruan tinggi yang ada di Indonesia, salah satunya dari lulusan Universitas yang ada di Aceh.

5. Transportasi

Sarana transportasi dan telekomunikasi sangat penting untuk proses penyediaan bahan baku dan pemasaran produk. Transportasi bahan baku menuju Tuban cukup mudah karena adanya fasilitas jalan selain itu juga cukup dekat dengan pelabuhan sehingga arus transportasi juga lancar. Letak Tuban itu sendiri di wilayah kawasan industri baru Tuban dan Jawa Timur juga memudahkan dalam pemasaran produk.

6. Kebijakan Pemerintah

Kawasan Industri Tuban merupakan kawasan industri baru dan berada dalam teritorial negara Indonesia sehingga secara geografis pendirian pabrik di kawasan tersebut tidak bertentangan dengan kebijakan pemerintah yang berlaku.

7. Keadaan Masyarakat

Masyarakat di daerah industri akan terbiasa untuk menerima kehadiran suatu pabrik di daerahnya, selain itu masyarakat juga akan dapat mengambil keuntungan

dengan pendirian pabrik ini, antara lain dengan adanya lapangan kerja yang baru maupun membuka usaha kecil di sekitar lokasi pabrik.

8.3 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan tempat kedudukan dari bagian - bagian pabrik yang meliputi tempat bekerja karyawan, tempat peralatan dan tempat penyimpanan bahan baku dan produk. Ditinjau dari hubungan satu sama lain, tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa, sehingga penggunaan area pabrik menjadi efisien dan kelancaran proses terjamin. Dalam penentuan tata letak pabrik haruslah dipikirkan penempatan alat – alat produksi sehingga keamanan, keselamatan dan kenyamanan bagi karyawan dapat dipenuhi. Beberapa bangunan fisik seperti kantor, bengkel, poliklinik, laboratorium, kantin, *fire safety*, pos penjagaan dan sebagainya hendaknya ditempatkan pada bagian yang tidak mengganggu, ditinjau dari segi lalu lintas barang, kontrol, dan keamanan.

Adapun secara umum hal-hal yang harus diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik adalah:

1. Kemungkinan perluasan pabrik dan penambahan bangunan,

Area perluasan pabrik direncanakan sejak awal agar masalah kebutuhan tempat tidak timbul dimasa yang akan datang. Sejumlah area khusus perlu disiapkan untuk perluasan pabrik, penambahan peralatan untuk menambah kapasitas ataupun untuk mengolah produknya sendiri ke produk yang lain.

2. Keamanan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap/gas beracun harus benar- benar diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik. Untuk itu harus dilakukan penempatan alat- alat pengaman. Tangki penyimpanan bahan baku ataupun produk berbahaya harus diletakkan di area khusus serta perlu adanya jarak antar bangunan satu dengan yang lain, guna memberikan ruang yang leluasa untuk keselamatan.

3. Luas Area yang Tersedia

Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah tinggi maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu diletakkan diperalatan lain ataupun lantai ruangan diatur

sedemikian rupa agar menghemat tempat.

4. Instalasi dan Utilitas

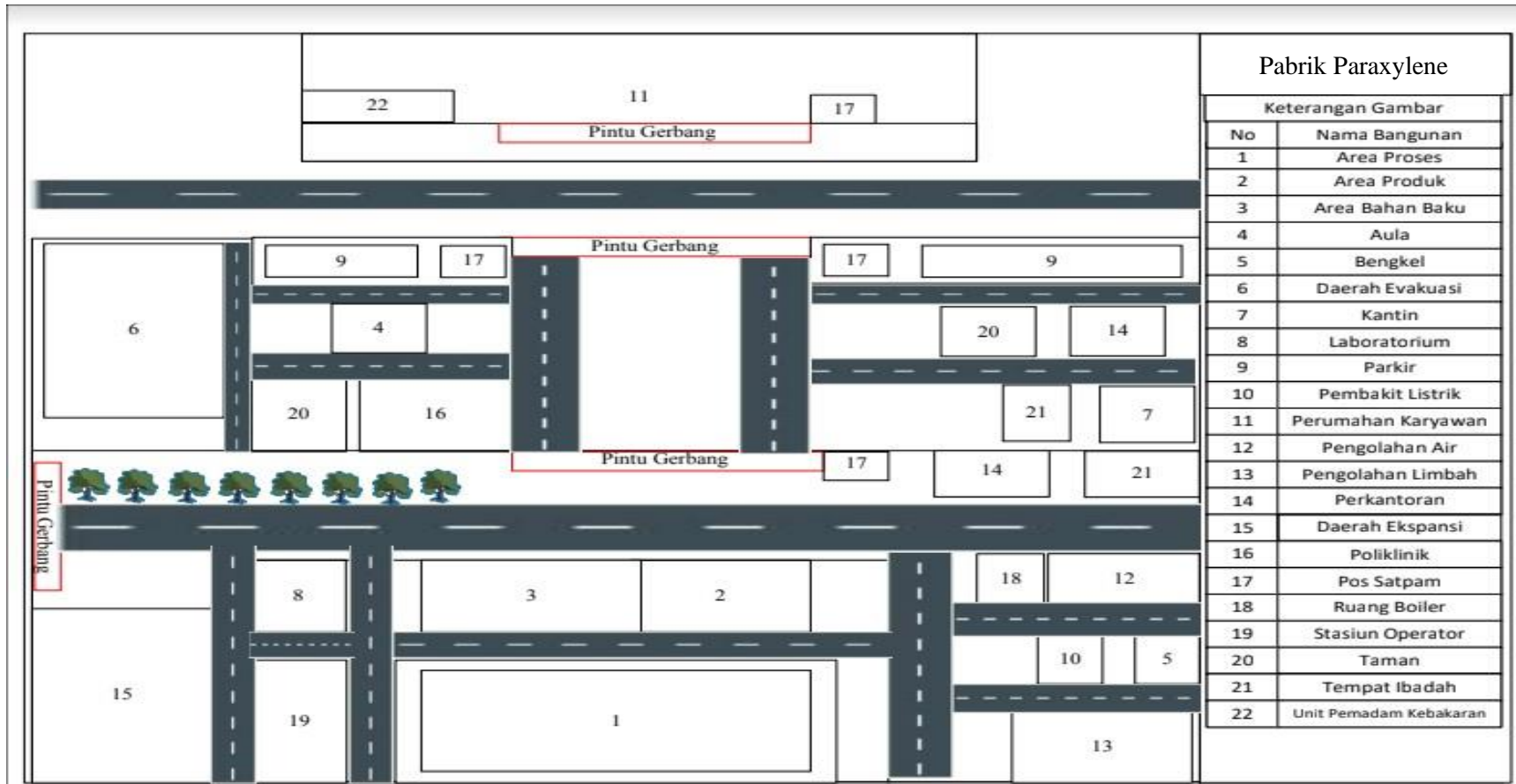
Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, udara, steam, listrik akan membantu kemudahan kerja dan perawatannya. Penempatan alat proses sedemikian rupa sehingga petugas dapat dengan mudah mencapainya dan dapat menjamin kelancaran operasi serta memudahkan perawatannya.

Lay-out tata letak pabrik Paraxylene dapat dilihat pada Gambar 8.2. Sedangkan perincian penggunaan tanah (lahan) dapat dilihat pada Tabel 8.1.

Tabel 8.1 Perincian Penggunaan Lahan

No	Nama Bangunan	Luas (m ²)
1.	Area proses	20.000
2.	Areal produk	400
3.	Area Bahan Baku	600
4.	Aula	300
5.	Bengkel	400
6.	Daerah Evakuasi	8.000
7.	Kantin	500
8.	Laboratorium	300
9.	Parkir	500
10.	Pembangkit listrik	700
11.	Perumahan Karyawan	5.000
12.	Pengolahan Air	800
13.	Perkantoran	6.000
14.	Perpustakaan	700
15.	Poliklinik	700
16.	Pos Keamanan	50
17.	Ruang Boiler	300
18.	Stasiun Operator	600
19.	Taman	300
20.	Tempat Ibadah	800
21.	Unit Pemadam Kebakaran	600
Total		42.150

Luas area antara bangunan diperkirakan 10 % dari luas total = 4.215 m², Sehingga luas areal seluruhnya adalah 42.150 m² + 4.215 m² = 46.365 m².



Gambar 8.2 Layout Pabrik Paraxylene

8.4 Tata Letak Peralatan Proses

Hal-hal yang perlu di perhatikan dalam penentuan tata letak peralatan Pabrik Paraxylene adalah sebagai berikut:

1. Aliran bahan baku dan produk, pengaturan aliran bahan baku dan produk yang tepat dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi.
2. Aliran udara, aliran udara dan ventilasi di sekitar area proses harus lancar agar tidak terjadi stagnasi udara pada tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan-bahan kimia yang berbahaya.
3. Pencahayaan, penerangan seluruh area pabrik terutama daerah proses harus memadai apalagi pada tempat-tempat yang prosesnya berbahaya sangat membutuhkan penerangan khusus.
4. Lalu lintas manusia, dalam perencanaan tata letak peralatan proses perlu memperhatikan ruang gerak agar dapat mencapai seluruh alat proses dengan mudah dan cepat sehingga penanganan khusus seperti kerusakan peralatan alat dapat segera teratasi.
5. Jarak antar alat proses, untuk alat proses bertekanan tinggi atau bersuhu tinggi sebaiknya berjauhan dari alat lainnya agar bila terjadi ledakan atau kebakaran tidak cepat merambat ke alat proses lain.
6. Setiap alat tersusun berurutan menurut fungsinya masing-masing sehingga tidak menyulitkan dalam pengoperasian.

BAB IX

ORGANISASI PERUSAHAAN

9.1 Definisi

Dalam suatu perusahaan masalah organisasi dan manajemen merupakan salah satu faktor penting yang harus diperhatikan karena akan menentukan kelangsungan dan keberhasilan suatu perusahaan. Manajemen dapat didefinisikan sebagai atau cara yang sistematis untuk melakukan perencanaan, perorganisasian, kepemimpinan, dan pengendalian upaya anggota organisasi dan penggunaan semua sumber daya organisasi untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan. Manajemen meliputi semua tugas dan fungsi yang berhubungan dari pembentukan perusahaan sampai kebijakan penting dalam hal pengambilan keputusan yang tepat. Sedangkan organisasi merupakan alat dari manajemen untuk mencapai tujuan perusahaan. Organisasi tanpa manajemen dapat menyebabkan kekacauan (manullang, 1987). Akan didirikan pabrik *Paraxylene*, yang merupakan industri swasta nasional dan direncanakan memiliki:

1. Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
2. Letak : Desa Remen, Kecamatan Jenu, kawasan Industri Tuban, Kabupaten Tuban, Jawa Timur
3. Lapangan usaha : Industri paraxylene
4. Kapasitas produksi : 150.000 Ton/tahun

9.2 Bentuk Badan Usaha

Badan usaha adalah lembaga berbadan hukum tempat pengusaha melaksanakan tugasnya, yaitu mengelola perusahaan secara teratur untuk mencapai tujuan. Bentuk badan usaha yang didirikan harus mempertimbangkan dengan sebaik-baiknya agar tujuan pendirian pabrik dapat dipenuhi secara maksimal. Berdasarkan status kepemilikannya, bentuk badan usaha dapat dibedakan atas:

1. Perusahaan perorangan
2. Persekutuan Firma/Fa. (*Partnership*)

3. Persekutuan Komanditer/CV (*Commanditaire Verrotschap*)
4. Perseroan Terbatas (PT)
5. Koperasi
6. Usaha Daerah
7. Perusahaan Negara

Bentuk perusahaan dari pabrik ini direncanakan berbentuk perseroan terbatas (PT). Dasar pertimbangan dari pemilihan bentuk perusahaan ini adalah sebagai berikut:

1. Mudah mendapatkan modal, selain modal bank, modal dapat juga diperoleh dari penjualan saham.
2. Kekayaan perseroan terpisah dari kekayaan setiap pemegang saham.
3. Demi kelancaran produksi, maka tanggung jawab setiap pemegang saham dipegang oleh pemimpin perusahaan.
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak terpengaruh oleh terhentinya pemegang saham, direksi, maupun karyawan.
5. Adanya perusahaan antara pemilik dan pengurus, sehingga merupakan faktor pendorong positif bagi perusahaan untuk memperoleh keuntungan besar (Manullang, 1987)

9.3 Struktur Organisasi

Struktur organisasi merupakan salah satu faktor penting yang dapat menunjang kelangsungan dan kemajuan perusahaan, karena berhubungan dengan komunikasi yang terjadi dalam perusahaan demi tercapainya kerjasama yang baik antar karyawan. Untuk mendapatkan sistem organisasi yang baik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain (Yani dan Widjaja, 2003):

1. Pendelegasi wewenang
2. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
3. Pembagian tugas kerja yang jelas
4. Kesatuan perintah dan tanggung jawab
5. Sistem control atas kerja yang telah dilaksanakan

6. Organisasi perusahaan yang fleksibel

Struktur organisasi yang akan diterapkan pada perancangan pabrik paraxylene adalah organisasi lini dan staff. Bentuk organisasi ini pada umumnya dilaksanakan oleh organisasi besar dengan daerah kerja yang luas, mempunyai bidang tugas yang beraneka ragam dan rumit serta jumlah karyawan yang banyak. Pada organisasi ini perlu dibentuk staff ahli yang tugasnya member bantuan pikiran dan saran kepada pemimpin dalam organisasi. Berikut adalah kelebihan organisasi lini dan staff:

- a. Dapat digunakan oleh setiap organisasi besar dengan susunan organisasi yang kompleks.
- b. Pengambilan keputusan lebih mudah karena adanya staff ahli.
- c. Adanya pembagian tugas yang jelas dari pimpinan, staff, dan pelaksana sehingga koordinasi mudah dilaksanakan.
- d. Perintah yang berjalan dengan baik dan lancar dari atas kebawah sedangkan tanggung jawab dan saran bergerak dari bawah keatas.
- e. Karyawan tidak saling mengenal sehingga antar karyawan sukar terbina
- f. Dengan besarnya perusahaan tersebut, biaya pengorganisasian akan keluar sangat besar.
- g. Koordinasi sukar ditetapkan.

9.4 Uraian Tugas, Wewenang, dan Tanggung Jawab

Uraian tugas, wewenang, dan tanggung jawab dari setiap fungsionaris pada pabrik paraxylene diuraikan dibawah ini.

9.4.1 Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS)

Pemegang kekuasaan tertinggi ada struktur organisasi garis dan staff adalah Rapat Umum Pemegang saham (RUPS). RUPS ini dilaksanakan minimal satu kali dalam setahun. Bila ada sesuatu permasalahan besar dalam perusahaan maka RUPS dapat dilaksanakan secara mendadak sesuai dengan jumlah forum. RUPS ini dihadiri oleh pemilik saham, dewan komisaris, dan direktur perusahaan.

Tugas dan wewenang RUPS adalah:

1. Menentukan kebijakan tertinggi perusahaan
2. Menerbitkan akte perusahaan dan anggaran dasar perusahaan
3. Menentukan misi dan garis besar haluan perusahaan
4. Mengangkat dewan komisaris dan dewan direksi
5. Menyetujui dan mengesahkan rancangan anggaran pendapatan belanja (RAPB) dan laporan tahunan yang dibuat oleh dewan direksi
6. Memutuskan besarnya deviden yang akan dibayarkan kepada pemegang saham
7. Memutuskan besarnya gaji dewan komisaris dan dewan direksi

9.4.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris adalah pelaksana tugas sehari-hari dari pemilik saham sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab kepada pemilik saham.

Tugas dan wewenang dewan komisaris adalah:

1. Menentukan garis besar kebijakan perusahaan
2. Melaksanakan pembinaan dan pengawasan terhadap kondisi perusahaan
3. Meminta pertanggung jawab direktur utama secara berkala
4. Memeriksa pembukaan perusahaan
5. Memberi petunjuk dan nasehat kepada direksi, menegur serta memberhentikan sementara sampai ada keputusan RUPS.

9.4.3 Dewan Direksi

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam suatu perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab kepada dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan.

Tugas dan wewenang direktur utama:

1. Bertanggung jawab kepada dewan komisaris
2. Menetapkan kebijakan peraturan dan tata tertib perusahaan
3. Mengkoordinasi kerja sama antara Manager administrasi/ umum, Manager pemasaran, Manager keuangan dan Manager Teknik dan

produksi

4. Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan

Dalam melaksanakan tugasnya, direktur utama dibantu oleh 4 orang manager, yaitu:

1. Manager administrasi/ umum
2. Manager Pemasaran
3. Manager Keuangan
4. Manager Teknik dan Produksi
5. Manager Administrasi dan Umum

Adapun tugas wewenang manager dan umu adalah:

- a. Mengawasi dan bertanggung jawab dalam hal administrasi perusahaan
- b. Mengawasi dan bertanggung jawab untuk hal umum dalam perusahaan

Manager administrasi dan umum ini dibantu oleh kepala bagian administrasi dan kepala bagian umum. Kemudian kepala bagian administrasi dibantu oleh kepala seksi administrasi dan kepala seksi personalia. Kepala bagian umum dibantu oleh kepala seksi umum, seksi humas dan diklat, kepala seksi kesehatan serta kepala seksi keamanan.

6. Manager Pemasaran

Manager pemasaran bertanggung jawab atas seluruh koordinasi dan pengawasan komersial perusahaan.

Tugas dan wewenang manager pemasaran adalah:

- a. Membantu dan bertanggung jawab kepada direktur utama atas segala kegiatan yang menyangkut pemasaran produksi, kebijakan harga, dan distribusi produk yang dihasilkan perusahaan.
- b. Mengkoordinasi, memimpin dan mengawasi bagian pemasaran yang mencakup pergudangan pembelian bahan baku, distribusi dan seterusnya.
- c. Manager pemasaran ini dibantu oleh kepala seksi yang meliputi:
 1. Kepala seksi penjualan dan pengadaan
 2. Kepala seksi distribusi dan promosi
 3. Manager Keuangan

Manager keuangan bertanggung jawab atas seluruh pengaturan segala urusan

yang berhubungan dengan keuangan perusahaan serta kesejahteraan karyawan. Manager keuangan dibantu oleh satu orang kepala bagian dan kepala bagian dibantu oleh:

- a. Kepala seksi akuntansi
- b. Kepala seksi keuangan
4. Manager Teknik dan Produksi

Manager teknik dan produksi adalah membantu direktur utama untuk menangani permasalahan keteknikan dan proses produksi. Tugas dan wewenang manager teknik dan produksi adalah:

- c. Menjalankan seluruh program dan kebijakan yang telah digariskan oleh dewan komisaris
- d. Mengadakan pengawasan dan penelitian untuk melaksanakan program kerja bagian teknik dan produksi
- e. Membantu dan bertanggung jawab kepada direktur utama atas segala sesuatu yang menyangkut tugasnya
- f. Mengkoordinasi dan mengarahkan kegiatan bagian teknik dan produksi, rekayasa, dan keselamatan kerja.

9.4.4 Staff Ahli

Staff ahli bertugas memberikan masukan berupa saran, nasehat, dan pandangan terhadap segala aspek operasional perusahaan.

Tugas dan wewenang staff ahli meliputi:

1. Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan
2. Memberi masukan-masukan dalam perencanaan dan pengembangan perubahan
3. Memberi saran-saran dalam bidang hukum

9.4.5 Sekretaris

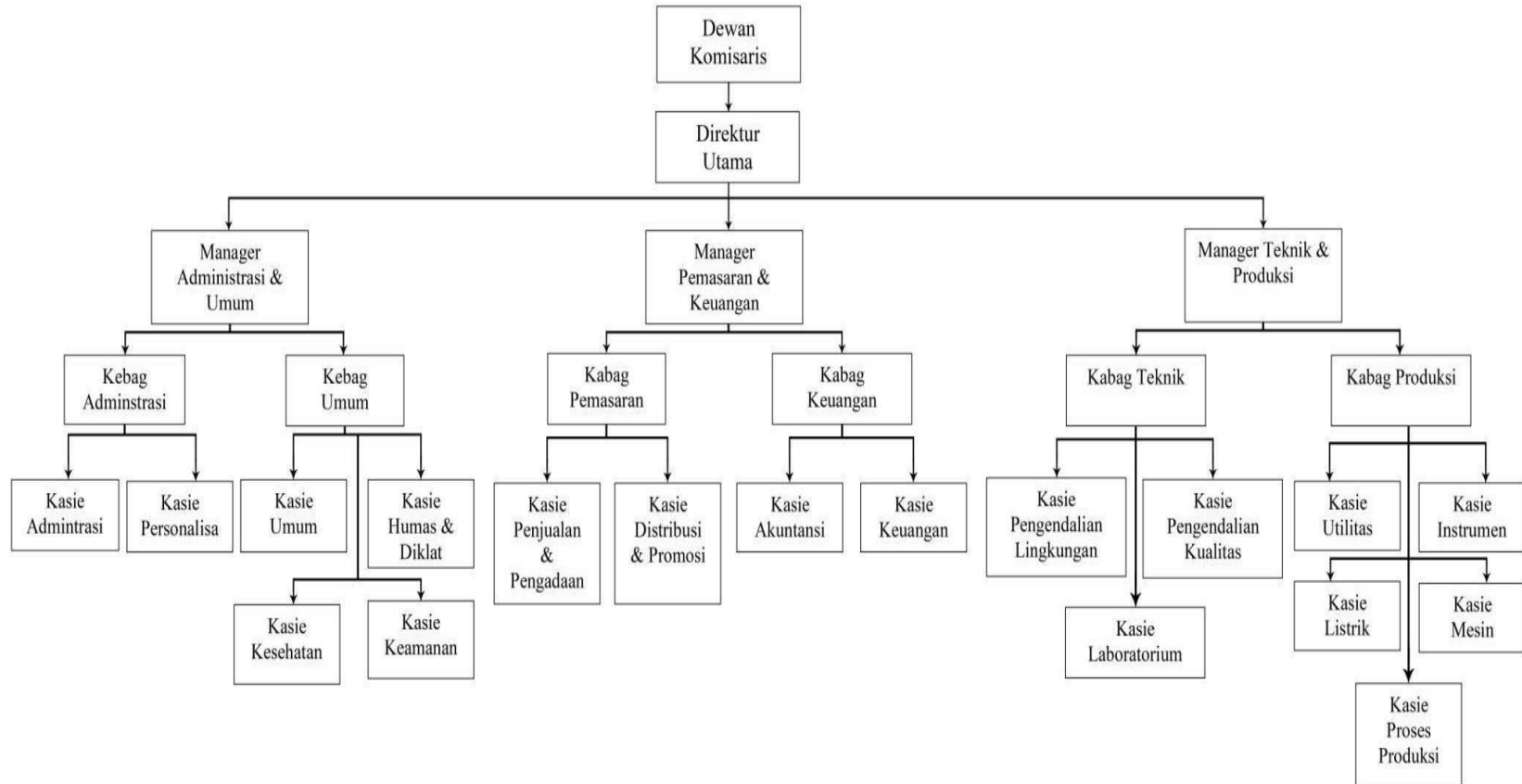
Sekretaris diangkat oleh direktur utama untuk menangani surat menyurat dalam perusahaan, menangani kearsipan dan pekerjaan lainnya untuk membantu direktur utama dalam menangani masalah administrasi perusahaan.

9.5 Manajemen

Manajemen merupakan faktor yang sangat menentukan keberhasilan perusahaan. Pengertian manajemen meliputi tugas dan fungsi yang berhubungan mulai dari saat pembentukan perusahaan sampai perusahaan tersebut beroperasi, serta menyangkut semua kebijakan yang penting dalam pengambilan keputusan yang tepat. Manajemen memiliki 3 pengertian yaitu:

1. Manajemen sebagai suatu proses
2. Manajemen sebagai kumpulan orang yang melakukan aktifitas
3. Manajemen sebagai suatu seni dan ilmu perencanaan dan berfungsi untuk memimpin, mengarahkan, mendorong, mengawasi, serta meneliti hasil pekerjaan.

9.1 Gambar Struktur Organisasi Pabrik Paraxylene



9.6 Sistem Kerja

Pabrik paraxylene ini direncanakan akan beroperasi kontinyu selama 24 jam kerja perhari atau 330 hari pertahun, sisa harinya digunakan untuk perbaikan dan perawatan serta *shut down*. Sesuai dengan peraturan pemerintahan jumlah jam kerja untuk karyawan yang berkerja dikantor, total jam kerja 40 jam dalam seminggu. Berdasarkan pengaturan jam kerja, karyawan dapat digolongkan menjadi 2 golongan, yaitu:

karyawan *non-shift* dan karyawan *shift*.

1. Karyawan *non-shift*, yaitu karyawan yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi, misalnya bagian administrasi, bagian gudang, dan lain-lain. Hari sabtu, minggu dan hari besar lainnya hari libur sesuai dengan undang-undang yang berlaku. Perincian jam kerja *non-shift* adalah:

Senin-kamis

- Pukul 07.00 – 12.00 WIB → Waktu Kerja
- Pukul 12.00 – 13.30 WIB → Waktu Istirahat
- Pukul 13.30 – 16.00 WIB → Waktu Kerja

Jum'at

- Pukul 07.00 – 11.00 WIB → Waktu Kerja
- Pukul 11.00 – 13.00 WIB → Waktu Istirahat
- Pukul 14.00 – 17.00 WIB → Waktu Kerja

2. Karyawan *shift*, yaitu karyawan yang berhubungan langsung dengan proses produksi yang memerlukan pengawasan secara terus menerus selama 24 jam, misalnya bagian produksi, utilitas, generator, keamanan dan lain-lain.

Perincian jam kerja *shift* adalah :

- *Shift I* : pukul 08.00 – 16.00 WIB
- *Shift II* : pukul 16.00 – 24.00 WIB
- *Shift III* : pukul 24.00 – 08.00 WIB

Hari minggu dan hari libur lainnya karyawan *shift* tetap bekerja seperti biasa. Karyawan *shift* diberikan libur 1 hari setiap 3 hari kerja. Untuk itu karyawan *shift* dibagi dalam 4 regu dengan pengaturan dapat dilihat pada Tabel 9.1.

Tabel 9.1 Pembagian Kerja Shift Tiap Regu

Regu	Hari													
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
A	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P
B	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S
C	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L
D	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M

9.7 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Perhitungan jumlah tenaga operasional didasarkan pada pembagian proses yang dilakukan. Pada prarancangan Pabrik, proses yang dilakukan terbagi dalam 3 tahap.

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi} &= 150.000 \text{ ton/tahun} \\ &= \mathbf{454,54 \text{ ton/hari}} \end{aligned}$$

Jumlah karyawan tiap proses :

$$\begin{aligned} M &= 20,6 \times P^{0,25} \\ &= 20,6 (454,54)^{0,25} \\ &= 95,11 \\ &= 95 \text{ orang.jam/hari.tahapan proses} \end{aligned}$$

Karena jumlah proses keseluruhan dibagi menjadi 3 tahap, maka :

$$\begin{aligned} \text{Jumlah karyawan proses} &= 3 \text{ tahapan proses} \times 95 \text{ orang.jam/hari.tahapan proses} \\ &= 285 \text{ orang.jam/hari} \end{aligned}$$

Karena setiap karyawan shift bekerja selama 8 jam/hari, maka :

$$\text{Jumlah karyawan tiap shift} = \frac{285 \text{ orang.jam /hari}}{8 \text{ jam}} = 36 \text{ orang/shift}$$

Karena satu hari terdapat 3 shiff kerja, maka :

Karyawan proses = 36 orang/shiff x 3 shiff = 108 orang

Asumsi karyawan non proses = 112 orang

Total jumlah karyawan = 112 orang + 108 orang = 220 orang

Jadi jumlah karyawan total yang diperlukan pada Pabrik Paraxylene ini adalah 235 orang.

9.8 Kesejahteraan Masyarakat

Untuk mencapai hasil yang maksimal dari setiap karyawan, maka harus didukung oleh fasilitas yang memadai. Fasilitas yang memadai pada pabrik paraxylene ini adalah :

1. Fasilitas cuti tahunan dan tunjangan hari besar/bonus,
2. Tunjangan kecelakaan kerja dan kematian yang diberikan pada karyawan yang meninggal dunia akibat kecelakaan kerja maupun yang diluar kerja yang berhubungan dengan pabrik,
3. Transportasi bus karyawan,
4. Penyediaan tempat beribadah, balai pertemuan, dan sarana olah raga,
5. Fasilitas yang dilengkapi sarana air dan listrik serta informasi internet,
6. Pelayanan kesehatan secara cuma-cuma dan beasiswa kepada anakkaryawan yang berprestasi.

9.9 Pengaturan Gaji Karyawan

Penggajian karyawan pada suatu perusahaan didasarkan pada beberapa kriteria yaitu:

1. Jabatan,
2. Tingkat pendidikan,
3. Pengalaman kerja, keahlian, dan lama bekerja,
4. Tingkat resiko dan keselamatan kerja.

Adapun perincian gaji karyawan yang direncanakan pada pabrik paraxylene yang diambil dari UMR kabupaten Tuban sebesar Rp. 2.727.128,00- dapat dilihat pada Tabel 9.2.

Tabel 9.2 Perincian Gaji Karyawan

No.	Golongan	Gaji/bulan (Rupiah)	Jumlah	Total (Rp)
1.	Dewan Komisaris	40.000.000	3	120.000.000
2.	Direktur Utama	45.000.000	1	45.000.000
3.	Direktur Teknik dan Produksi	35.000.000	1	35.000.000
4.	Direktur Keuangan dan Umum	35.000.000	1	35.000.000
5.	Manajer	25.000.000	1	35.000.000
6.	Sekretaris	5.000.000	3	75.000.000
7.	Kepala Litbang	7.000.000	3	15.000.000
8.	Karyawan Litbang	4.000.000	1	7.000.000
9.	Kepala Bagian	7.000.000	2	8.000.000
10.	Kasie Administrasi	6.000.000	6	42.000.000
11.	Karyawan Administrasi	4.000.000	1	6.000.000
12.	Kasie Personalia	6.000.000	5	20.000.000
13.	Karyawan Personalia	4.000.000	1	6.000.000
14.	Kasie Humas dan Diklat	6.000.000	3	12.000.000
15.	Karyawan Humas dan Diklat	4.000.000	2	12.000.000
16.	Kasie Kesehatan	4.000.000	6	24.000.000
17.	Karyawan Kesehatan	3.500.000	2	8.000.000
18.	Kasie Keamanan	3.500.000	5	17.500.000
19.	Karyawan Keamanan	3.000.000	1	3.500.000
20.	Kasie Distribusi, Promosi dan Penjualan	6.000.000	15	45.000.000
21.	Karyawan Kasie Distribusi, Promosi dan Penjualan	3.000.000	3	18.000.000
22.	Kasie Akuntansi	5.000.000	10	30.000.000

23.	Karyawan Akuntansi	3.000.000	2	10.000.000
24.	Kasie Pengendalian Lingkungan	8.000.000	6	18.000.000
25.	Karyawan Pengendalian Lingkungan	6.000.000	1	8.000.000
26.	Kasie Pengendalian Kualitas	8.000.000	6	36.000.000
27.	Karyawan Pengendalian Kualitas	6.000.000	1	8.000.000
28.	Kasie Laboratorium	8.000.000	2	12.000.000
29.	Karyawan Laboratorium	6.000.000	1	8.000.000
30.	Kasie Utilitas	8.000.000	12	72.000.000
31.	Karyawan Utilitas	5.000.000	1	8.000.000
32.	Kasie Instrumen	8.000.000	21	105.000.000
33.	Karyawan Instrumen	6.000.000	2	16.000.000
34.	Kasie Kelistrikan	6.000.000	18	108.000.000
35.	Karyawan Kelistikan	4.000.000	1	6.000.000
36.	Kasie Mesin	6.000.000	15	60.000.000
37.	Karyawan Mesin	4.000.000	1	6.000.000
38.	Kasie Proses Produksi	10.000.000	15	60.000.000
39.	Karyawan Proses Produksi	6.000.000	3	30.000.000
40.	kebersihan	3.000.000	27	162.000.000
41.	Pertamanan	3.000.000	5	15.000.000
Total		375.000.000,00	220	1.347.000.000,00

9.10 Tingkat Pendidikan dan Tenaga Kerja

Untuk meningkatkan efisiensi kerja maka penempatan tenaga kerja harus berdasarkan tingkat pendidikan, disiplin ilmu, dan pengalaman. Hubungan tingkat pendidikan terhadap jabatan karyawan diperlihatkan pada Tabel 9.3.

Tabel 9.3 Jabatan Karyawan Berdasarkan Tingkat Pendidikan

No.	Jabatan	Pendidikan	Disiplin Ilmu
1.	Dewan Komisaris	S3	Teknik Kimia
2.	Direktur Utama	S2	Teknik Kimia/Teknik

3.	Direktur teknik dan Produksi	S2	Teknik Kimia
4.	Direktur keuangan dan umum	S2	Teknik Kimia/Akuntansi
5.	Manajer	S2	Teknik Kimia/Teknik Industri
6.	Sekretaris	D3	Kesekretariatan
7.	Kepala Litbang	S1	Teknik Kimia/ Kimia Murni
8.	Karyawan litbang	D3	Teknik Kimia/Kimia Murni
9.	Kepala Bagian	S1	Teknik/Ekonomi/Hukum
10.	Kasie Administrasi	S1	Teknik Informatika/Ekonomi
11.	Karyawan Administrasi	D3/S1	Teknik Informatika/Ekonomi
12.	Kasie Personalia	S1	Ilmu Komunikasi
13.	Karyawan Personalia	S1	Ilmu Komunikasi
14.	Kasie Humas dan Diklat	S1	Hukum / Ilmu Komunikasi
15.	Karyawan Humas dan Diklat	S1	Hukum / Ilmu Komunikasi
16.	Kasie Kesehatan	S1	Keperawatan
17.	Karyawan Kesehatan	D3/S1	Keperawatan/Farmasi
18.	Kasie Keamanan	SMA/SMK	Semua Jurusan
19.	Karyawan Keamanan	SMA/SMK	Semua Jurusan
20.	Kasie Distribusi, Promosi, dan Penjualan	S1	Ekonomi
21.	Karyawan Distribusi, Promosi, dan Penjualan	S1	Ekonomi
22.	Kasie Akuntansi	S1	Ekonomi/Akutansi
23.	Karyawan Akuntansi	S1	Ekonomi/Akutansi
24.	Kasie Pengendalian Lingkungan	S1	Teknik Lingkungan
25.	Karyawan Pengendalian Lingkungan	D3	Teknik Lingkungan
26.	Kasie Pengendalian Kualitas	S1	Teknik Kimia/Kimia Murni
27.	Karyawan Pengendalian Kualitas	D3/S1	Teknik Kimia/Kimia Murni
28.	Kasie Laboratorium	S1	Teknik Kimia
29.	Karyawan Laboratorium	D3/S1	Teknik Kimia
30.	Kasie Utilitas	S1	Teknik Kimia/Teknik
31.	Karyawan Utilitas	D3/S1	Teknik Elektro
32.	Kasie Instrumen	S1	Teknik Mesin/Teknik
33.	Karyawan Instrumen	D3/S1	Teknik Kimia/Teknik
34.	Kasie Kelistrikan	S1	Teknik Elektro
35.	Karyawan Kelistrikan	SMK	kelistrikan
36.	Kasie Mesin	S1	Teknik Mesin
37.	Karyawan Mesin	SMK/SMA	Teknik Mesin
38.	Kasie Proses Produksi	S1	Teknik Kimia
39.	Karyawan Proses Produksi	D3/S1	Teknik Kimia
40.	Kebersihan	SMK/SMA	Semua Juusan
41.	Pertamanan	SMK/SMA	Semua Juusan

BAB X

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Instrumentasi dan keselamatan kerja adalah dua faktor yang penting dalam suatu industri guna meningkatkan kualitas dan kuantitas produk. Instrumentasi digunakan dalam mengontrol jalannya suatu proses dan dapat dikendalikan sesuai keinginan. Keselamatan kerja juga perlu diperhatikan demi mencegah kerugian nyawa, materi, alat-alat, sarana dan prasarana pabrik yang dapat timbul sewaktu-waktu.

10.1 Instrumentasi

Instrumentasi adalah suatu alat yang dipakai di dalam suatu sistem kontrol untuk mengatur jalannya suatu proses agar hasil yang diperoleh sesuai dengan yang diharapkan. Sedangkan sistem kontrol adalah proses pengaturan atau pengendalian terhadap satu atau beberapa besaran (variabel) sehingga berada pada suatu harga yang telah ditetapkan). Dalam industri kimia banyak variabel yang memerlukan pengukuran serta control dalam ritme rutin yang ditentukan seperti temperatur, tekanan, laju alir, ketinggian cairan (*level*). Instrumentasi *controller* biasanya diterapkan pada keseluruhan unit pabrik maupun hanya pada beberapa unit pabrik yang benar-benar diperlukan secara cermat dan akurat. Pengetahuan akan pemilihan alat-alat pengendalian proses ini penting mengingat harga peralatan itu sendiri yang cukup mahal. Pada umumnya instrumentasi dapat dibedakan berdasarkan proses kerjanya. Adapun dalam perancangan suatu pabrik, alat kontrol yang diperlukan adalah:

1. Indikator

Untuk mengetahui secara langsung kondisi operasi suatu daerah tertentu dari suatu peralatan.

2. Alat kontrol (*Controller*)

Untuk mengendalikan suatu kondisi operasi dalam aliran proses dengan nilai yang telah ditentukan. Dengan adanya instrumen diharapkan proses akan

bekerja sesuai dengan yang diharapkan.

Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam instrumen-instrumen adalah:

1. *Range* yang diperlukan untuk pengukuran
2. *Level* instrumentasi
3. Ketelitian yang dibutuhkan
4. Bahan konstruksinya
5. Pengaruh pemasangan instrumentasi pada kondisi proses (Timmerhaus, 2004).

10.1.1 Pengelompokan Sistem Instrumentasi

Secara umum sistem instrumentasi atau *controller* pada alat proses pabrik dapat dikelompokkan sebagai berikut.

1. Instrumentasi Proses manual

Pada proses manual biasanya peralatan itu hanya terdiri dari instrumentasi penunjuk dan pencatat saja yang sepenuhnya ditangani oleh tenaga manusia.

2. Instrumentasi Proses otomatis

Pengendalian secara otomatis dilakukan dengan alat kontrol yang dapat bekerja dengan sendirinya dan terhubung oleh monitor agar setiap saat kita dapat memantau *performance* pada alat proses. Pengendalian proses yang dilakukan secara otomatis dilakukan dengan pertimbangan biaya yang cukup matang, karena biasanya penggunaan alat kontrol otomatis memakan biaya yang lebih besar atau sebaliknya justru lebih murah dibandingkan dengan pemakaian alat kontrol manual. Pengendalian proses secara otomatis memiliki keuntungan antara lain dapat mengurangi jumlah pegawai (*man power*), keselamatan kerja lebih terjamin, dan hasil proses lebih akurat.

3. Instrumentasi Sistem *Feed-back* dan *feed-forward*

Instrumentasi sistem *Feed-back control system* adalah sistem kontrol dimana nilai keluar aliran alat proses memberikan efek terhadap nilai masuk aliran alat proses sehingga nilai aliran yang dikontrol akan dibandingkan dengan nilai yang diinginkan melalui pencatatan alat *indicator* atau *recorder*. Dalam perbandingan system terdapat kekurangan pada *feed-forward control system*

dimana nilai keluaran tidak memberi efek terhadap nilai masukan pada aliran proses, sehingga variabel yang dikontrol tidak dapat dibandingkan terhadap harga yang diinginkan.

10.1.2 Pengelompokan Sistem Kontrol

Secara umum sistem pengontrolan dapat dikelompokkan sebagai berikut:

1. Manual dan otomatis

Pengontrolan secara manual adalah pengontrolan yang dilakukan oleh manusia yang bertindak sebagai operator, sedangkan pengontrolan secara otomatis adalah pengontrolan yang dilakukan oleh peralatan yang bekerja secara otomatis.

2. *Feed-back* dan *feed-forward*

Feed-back control system adalah sistem pengontrolan di mana besaran keluaran memberikan efek terhadap besaran masukan sehingga besaran yang dikontrol dapat dibandingkan terhadap harga yang diinginkan melalui alat pencatatan (indikator atau *recorder*). Sedangkan *feed-forward control system* adalah sistem kontrol dimana keluaran tidak memberi efek terhadap besaran masukan, sehingga variabel yang dikontrol tidak dapat dibandingkan terhadap harga yang diinginkan.

3. Analog dan digital.

4. Menurut sumber penggerak, yaitu elektris, pneumatis dan mekanis.

10.1.3 Manfaat Sistem Instrumentasi

Manfaat instrumentasi adalah sebagai pengontrol (*controller*), penunjuk (*indicator*), pencatat (*recorder*), dan pemberi tanda bahaya (*alarm*). Instrumentasi bekerja dengan tenaga mekanik atau tenaga listrik dan pengontrolannya dapat dilakukan secara manual atau otomatis. Penggunaan instrumen pada suatu peralatan proses tergantung pada pertimbangan ekonomi dan sistem peralatan itu sendiri. Pada pemakaian alat-alat instrumen juga harus ditentukan apakah alat-alat tersebut dipasang diatas papan instrumen dekat peralatan proses (kontrol manual) atau disatukan dalam suatu ruang kontrol yang dihubungkan dengan peralatan

10.1.4 Faktor-Faktor dalam Pemilihan Sistem Instrumentasi

Adapun faktor yang perlu diperhatikan dalam pemilihan instrumentasi adalah :

1. Jenis instrumentasi.
2. Range yang diperlukan untuk pengukuran.
3. Ketelitian yang diperlukan.
4. Bahan konstruksi serta pengaruh pemasangan pada kondisi proses
5. Faktor ekonomi.

Pada perancangan pabrik Paraxylene ini, instrumen yang digunakan adalah alat kontrol yang bekerja secara manual maupun secara otomatis. Hal ini bergantung dari sistem peralatan, faktor teknis, faktor ekonomis serta kelayakan lingkungan kerja. Akan tetapi instrumen yang digunakan cenderung pada pemakaian alat kontrol secara otomatis karena ada beberapa keunggulan kompetitif bila dibandingkan alat kontrol secara manual. Namun demikian tenaga manusia masih sangat diperlukan dalam pengoperasian dan pengawasan proses.

10.1.5 Elemen-elemen Sistem Kontrol

Sistem kontrol terdiri dari unit pembentuk yang disebut elemen sistem. Elemen-elemen ini terdiri dari komponen-komponen, antara lain.

1. *Sensing element / Primary element*
2. Element pengukur
3. Element pengontrol
4. Element proses pendingin

10.1.6 Instrumentasi Alat pada Prarancangan Pabrik *Paraxylene*

Adapun alat instrumen yang digunakan pada perancangan pabrik *Paraxylene* adalah sebagai berikut.

1. *Temperatur Controller (TC)*

Temperatur Controller mengontrol suhu yang menerima sensor suhu seperti termokopel atau RTD sebagai masukan. Kemudian membandingkan suhu

sebenarnya untuk kontrol suhu yang diinginkan atau setpoint, dan menyediakan output untuk mengontrol element.

2. *Flow Controller* (FC)

Flow Controller dipasang pada alat yang nantinya dapat mengendalikan laju alir fluida dengan mengubah sinyal output dari alat yang menyebabkan fluida mengalir dalam sistem perpipaan.

3. *Pressure Controller* (PC)

Pengukuran tekanan dapat dilakukan dengan mengatur jumlah *vapor* atau gas yang keluar dari suatu alat dimana tekanannya ingin dideteksi.

4. *Level controller* (LC)

Level controller adalah instrumentasi yang dipakai untuk mengukur ketinggian permukaan cairan dalam suatu peralatan dengan mengatur laju fluida masuk atau keluar.

10.2 Keselamatan Kerja

Dalam perencanaan suatu pabrik, keselamatan kerja merupakan suatu hal yang sangat penting yang perlu diperhatikan karena menyangkut karyawan juga menyangkut lingkungan dan masyarakat sekitar pabrik. Keselamatan kerja ini merupakan usaha untuk memberikan rasa aman dan tenang pada karyawan dalam bekerja. juga untuk mencegah terjadinya kecelakaan, kebakaran dan penyakit kerja dalam lingkungan kerja. Tindakan penjagaan keselamatan dan keamanan suatu pabrik juga ditujukan pada peralatan pabrik itu sendiri. Bagi para pekerja dituntut rasa kedisiplinannya maupun berhati-hati dalam melakukan pekerjaan, demikian pula peralatan yang ada di dalam pabrik tersebut harus kuat, tidak mudah rusak, tidak mudah bocor dan tidak mudah terbakar.

10.2.1 Penanggulangan Preventif

Penanggulangan ini diarahkan pada penanggulangan sebelum bahaya atau masalah itu terjadi. Untuk menanggulangi permasalahan ini harus ditinjau terlebih dahulu bahaya yang mungkin muncul dalam pabrik, bahaya-bahaya tersebut diantaranya :

- a. *chemical hazards* (bahaya yang ditimbulkan oleh bahan kimia);

- b. *mechanical hazards* (bahaya yang disebabkan oleh mesin);
- c. *electrical hazards* (bahaya yang disebabkan oleh listrik); dan
- d. *construction hazards* (bahaya yang disebabkan oleh konstruksi).

Usaha-usaha yang dapat dilakukan dalam rangka penyelamatan preventif antara lain sebagai berikut.

- a. Pencegahan terhadap kebakaran dan peledakan, preventifnya berupa :
 - 1) penyediaan alat deteksi dan sistem alarm yang sensitif terhadap kebakaran pada daerah rawan api; dan
 - 2) penyediaan peralatan pemadam kebakaran.

- b. Peralatan perlindungan diri

Selama berada dilokasi pabrik disediakan peralatan dan perlengkapan perlindungan diri bagi karyawan berupa:

 - 1) pakaian kerja, masker, sarung tangan bagi karyawan yang bekerja berhubungan dengan bahan kimia, misalnya pekerja di laboratorium;
 - 2) helm, sepatu *safety* dan perlindungan mata bagi karyawan yang bekerja dibagian alat-alat berat; dan
 - 3) penutup telinga untuk karyawan bagian ketel.

- c. Keselamatan kerja terhadap listrik Sistem perkabelan ditata terpadu dan terisolasi dengan sempurna

- d. Keselamatan kerja terhadap sifat zat, preventifnya berupa :
 - 1) disediakan alat-alat yang dapat mencegah masuknya atau terhirupnya zat-zat kimia seperti masker penutup mulut; dan
 - 2) disediakan tabung oksigen sebagai alat pensuplai oksigen bila keadaan darurat sewaktu terjadi kebocoran alat proses yang mengeluarkan uap berbahaya yang dapat mengganggu pernafasan.

- e. Kesadaran dan pengetahuan yang memadai bagi karyawan

Faktor yang penting sebagai usaha mencapai keselamatan kerja adalah dengan menumbuhkan dan meningkatkan kesadaran karyawan akan pentingnya usaha mencapai keselamatan kerja. Usaha-usaha yang dapat dilakukan antara lain:

 - 1) melakukan pelatihan berkala bagi karyawan;

- 2) membuat peraturan tata cara kerja dengan pengawasan yang baik dan memberi sanksi bagi karyawan yang tidak disiplin; dan
- 3) membekali karyawan dengan ketrampilan menggunakan peralatan-peralatan dengan benar dan cara-cara mengatasi keselamatan kerja.

10.2.2 Pengenalan Macam-macam Bahaya pada Lokasi Kerja

Secara umum ada 3 macam bahaya yang dapat terjadi dan harus mendapatkan perhatian pada perancangan pabrik Paraxylene ini.

1. Bahaya Kebakaran dan Peledakan

Pencegahan terhadap bahaya kebakaran dan peledakan bertujuan untuk memperkecil kemungkinan terjadinya kecelakaan terhadap pekerja maupun kerusakan peralatan yang mengakibatkan terhentinya proses produksi. Terjadinya bahaya ini dapat disebabkan terjadi hubungan singkat (*korsleting*) pada saklar, stop kontak, atau alat listrik lainnya baik pada peralatan instrumentasi maupun pada peralatan listrik sederhana seperti lampu, radio, komputer, mesin fax, answering machine, serta kebakaran yang diakibatkan percikan api pada heater udara .

2. Bahaya Mekanik

Bahaya mekanik disebabkan oleh pengerjaan konstruksi bangunan atau alat proses yang tidak memenuhi syarat.

3. Bahaya terhadap Kesehatan dan Jiwa Manusia

Mengingat pabrik menggunakan Toluene dan Metanol yang mungkin akan lolos keudara serta lingkungan sekitar maka untuk menjaga keselamatan karyawan perlu adanya kesadaran dari seluruh karyawan agar dapat bekerja dengan baik dan efektif sehingga tidak membahayakan keselamatan jiwanya dan orang lain.

10.2.3 Pencegahan (*Preventif*) Macam-macam Bahaya pada Lokasi Kerja

Perlakuan ini diterapkan pada pencegahan sebelum bahaya atau masalah itu terjadi. Maka dilakukan prediksi peninjauan terlebih dahulu terhadap bahaya yang mungkin muncul dalam pabrik.

1. Cara untuk mencegah atau mengurangi kemungkinan terjadinya kebakaran:

- a. Pemasangan pipa air melingkar (water hydrant) di seluruh areal pabrik.
 - b. Pemasangan alat pemadam kebakaran yang mudah dijangkau pada setiap tempat yang rawan ledakan dan kebakaran, terutama di sekitar alat-alat proses bertekanan dan bersuhu tinggi.
 - c. Pengaturan tangki bahan bakar dengan jarak cukup jauh dari tempat yang mudah menimbulkan kebakaran.
 - d. Menggunakan isolasi-isolasi panas atau isolasi listrik dan pada tempat yang bertegangan tinggi, seperti penggunaan penghalang atau pagar.
 - e. Pemasangan alat-alat listrik harus diatur sedemikian rupa agar tidak berdekatan dengan sumber panas.
 - f. Membuat rambu-rambu, slogan-slogan atau *Standar Operational Procedures* (SOP) pada setiap proses yang salah satu isinya menerangkan bahaya dari proses atau alat yang bersangkutan.
2. Cara mencegah atau mengurangi kemungkinan terjadinya bahaya mekanik:
- a. Perencanaan alat harus sesuai dengan prosedur serta ketentuan standarisasi keamanan yang berlaku seperti, pemilihan bahan konstruksi, pertimbangan faktor korosi. Perencanaan alat *under design* biasanya lebih besar menciptakan bahaya ini.
 - b. Pemasangan alat kontrol atau indikator yang baik dan sesuai, serta pemberian alat pengaman proses pada alat-alat yang beresiko besar menciptakan terjadinya bahaya ini.
 - c. Sistem perpipaan untuk air, udara, steam dan bahan bakar hendaknya diberi cat dan warna tertentu atau berbeda dengan warna sekitarnya dan diberi nama sesuai isi pipa.

Oleh karena itu pengetahuan tentang Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3) perlu diketahui oleh karyawan operator proses hingga karyawan administrasi. Perusahaan diharuskan mengadakan pelatihan atau penyuluhan pada seluruh karyawan terutama karyawan baru sehingga sosialisasi K3 lebih efektif tercipta dilingkungan kerja. Pelatihan atau penyuluhan K3 disesuaikan pada bagian mana karyawan bekerja. Pada karyawan operator proses, wajib mengetahui

cara-cara pemakaian alat-alat pelindung (sepertimasker, topi, safety belt, sepatu, sarung tangan, dll.) dan mengetahui bahaya-bahaya yang akan terjadi dari mulai tangki bahan baku sampai tangki storage. Sedangkan karyawan gudang wajib mengetahui prosedur penggunaan kendaraan pengangkut serta cara penyusunan kemasan produk, selain itu pembuatan ventilasi setiap ruangan harus disesuaikan standar WHO (*World Health Organization*) agar lingkungan kerja yang sehat dapat meningkatkan produktifitas karyawan dalam bekerja.

Untuk mencegah kecelakaan kerja maka diperlukan alat-alat pelindung keselamatan kerja seperti pada tabel 10.1 berikut.

Tabel 10.1. Alat-alat keselamatan kerja pada pabrik Paraxylene.

No.	Alat Pelindung	Lokasi Pengamanan
1.	Masker	Gudang dan bagian proses
2.	Helm	Gudang dan bagian proses
3.	Sarung tangan	Gudang dan bagian proses
4.	Sarung Karet	Gudang dan bagian proses
5.	Isolasi Panas	Heater
6.	Pemadam Kebakaran	Semua unit

Keselamatan kerja dalam proses produksi juga dapat ditingkatkan dengan mengambil langkah-langkah sebagai berikut :

1. Karyawan tidak diperbolehkan untuk merokok dan minum minuman berakohol pada saat jam kerja.
2. Karyawan tidak diperbolehkan untuk membawa serta meminum air kecuali dari keran minum yang telah disediakan.
3. Setiap ruang gerak harus aman dan tidak licin
4. Jarak antara mesin-mesin dan peralatan lainnya harus cukup luas,
5. Disediakan fasilitas pengungsian bila terjadi kebakaran (assembly point)
6. Karyawan tidak diperbolehkan untuk menangani peralatan yang rusak maupun sambungan-sambungan listrik sebelum memberikan laporan pada pengawas kontrol.

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Kelayakan suatu pabrik selain mempertimbangkan faktor teknis juga harus ditinjau dari segi ekonomis, apakah menguntungkan atau tidak. Untuk hal tersebut dilakukan perhitungan atau analisa ekonomi terhadap pabrik tersebut, faktor-faktor yang harus diperhatikan adalah laju pengembalian modal dan titik impas produksi (*Break Event Point*).

11.1 Modal yang Ditanamkan (*Capital Investment*)

Capital investment adalah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik dan menjalankan pada masa *start-up* sampai diyakini pabrik berjalan dengan normal. *Capital investment* terdiri dari biaya untuk mendirikan pabrik (*Fixed Capital Investment*) dan biaya untuk menjalankan pabrik dalam waktu tertentu (*Working Capital Investment*).

Perhitungan *capital investment* yang diperlukan dalam proses persiapan pabrik ini dilakukan dengan menggunakan studi pendekatan yaitu metode *study estimate*, dimana *capital investment* dihitung berdasarkan harga peralatan pabrik. Berdasarkan pada perhitungan pada Lampiran F, diperoleh *Total Capital Investment* yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik *Paraxylene* sebesar Rp 4.330.767.564.420 Sumber modal yang direncanakan dari modal pinjaman 40% dan modal sendiri 60%.

11.2 Biaya Produksi (*Production Cost*)

Biaya produksi yaitu biaya yang diperlukan untuk mengoperasikan pabrik. Biaya produksi dapat dibagi menjadi dua bagian yaitu *manufacturing cost* dan *general expense*. *Manufacturing cost* yaitu biaya yang berhubungan dengan produksi langsung, biaya tetap dan biaya *overhead*. *General expense* yaitu biaya yang dikeluarkan untuk keperluan administrasi, distribusi, penjualan produk, penelitian dan pembiayaan lainnya.

11.3 Analisa Keuntungan dan Kerugian

Analisa keuntungan (profitabilitas) dapat dilakukan dengan metode *cash flow*. Analisa laba dan rugi meliputi:

1. Laba kotor dan laba bersih
2. Laju pengembalian modal (*Internal Rate Of Return*)
3. Waktu pengembalian modal (*Pay Out Time*)
4. Titik impas (*Break Event Point*)

Pada perhitungan analisa laba dan rugi ini dilakukan beberapa asumsi dan ketentuan yang mendekati keadaan yang nyata.

1. Usia pabrik diperkirakan 20 tahun. Kapasitas produksi masing-masing adalah:

Tahun ke-1 = 80%

Tahun ke-2 = 90%

Tahun ke-3 hingga ke -18 = 100%

Tahun ke-19 = 90%

Tahun ke-20 = 80%

2. Bunga pinjaman 9,80 % pertahun (PT Bank Negara Indonesia, 2020)
3. Inflasi sebesar 3% (Bank Indonesia, 2020)
4. Masa konstruksi pabrik dan bangunan 2 tahun
5. Pajak penghasilan 25% pertahun (PP No.7 Tahun 1983 tentang Pajak Penghasilan)

11.3.1 Laba Kotor dan Laba Bersih

Laba adalah hasil yang diperoleh dari total penjualan dikurangi total ongkos produksi. Laba yang diperoleh sebelum dikurangi pajak penghasilan disebut laba kotor, sedangkan laba bersih laba yang diperoleh setelah dikurangi pajak perusahaan adalah laba bersih.

11.3.2 Internal Rate Of Return (IRR)

Internal Rate Of Return adalah perbandingan antara laba yang diperoleh tiap tahun terhadap modal yang ditanamkan. *Internal Rate Of Return* dapat digunakan untuk mengetahui apakah pabrik layak didirikan atau tidak. Apabila

IRR yang diperoleh lebih besar dari laju bunga uang yang didepositkan di bank, yaitu sebesar 9,80% maka pabrik dikatakan layak didirikan ditinjau dari segi ekonomis. Berdasarkan pada perhitungan pada Lampiran F, bahwa pada pabrik *Paraxylene* ini diperoleh IRR lebih besar dari laju bunga uang yang didepositkan IRR yang didapat dari perhitungan sebesar 39,29%

11.3.3 Pay Out Time (POT)

Pay out time adalah lamanya waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal yang dipinjamkan untuk mendirikan pabrik. Untuk pabrik *Benzene* yang direncanakan ini diperoleh POT selama 2,8 tahun.

11.3.4 Break Event Point (BEP)

Break Event Point adalah titik dimana hasil penjualan sama dengan biaya yang dikeluarkan untuk produksi. Berdasarkan pada hasil perhitungan yang terdapat pada Lampiran F dapat diketahui BEP-nya sebesar 58%. Dari batasan literatur yang didapat untuk pabrik kimia di Indonesia BEP dikatakan layak karena masih didalam batasan. Menurut Aries & Newton rentan BEP untuk industry pabrik kimia 40% – 60%.

11.4 Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi

Hasil perhitungan analisa ekonomi berdasarkan pada Lampiran F adalah sebagai berikut:

<i>Fixed Capital Investement</i>	= Rp. 3.464.614.051.536
<i>Working Capital Investement</i>	= Rp. 866.153.512.884
Total Investasi	= Rp. 4.847.591.837.870
Biaya Produksi (TPC)	= Rp. 15.264.878.636.816
Depresiasi per tahun	= Rp. 13.573.489.500
Depresiasi 20 Tahun Umur Pabrik	= Rp. 271.469.790.007
Harga Jual Produk	= Rp. 18.000.000.000.000
Laba Sebelum Pajak	= Rp. 2.735.121.363.184
Laba Sesudah Pajak	= Rp. 2.051.341.022.388

Adapun hasil perhitungan analisa ekonomi yang lebih jelas dapat dilihat pada tabel 11.1 berikut.

Tabel 11.1 Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi

No	Keterangan	Perhitungan	Batasan
1	IRR	39,29%	>Persen bunga pinjaman
2	POT sesudah pajak	2,8 tahun	<i>Max Acceptabel</i> 5 tahun (Aries & Newton,1955)
3	<i>Break Event Point</i>	58%	40–60% (Aries & Newton,1955)

BAB XII

KESIMPULAN

Dari hasil analisa perhitungan pada prarancangan pabrik *paraxylene* dari *toluene* dan metanol diperoleh beberapa kesimpulan sebagai berikut:

1. Pabrik direncanakan beroperasi selama 330 hari pertahun, 24 jam sehari dengan kapasitas produksi pabrik direncanakan 150.000 ton/tahun.
2. Lokasi pabrik direncanakan didirikan di Desa Remen Kecamatan Jenu, Kabupaten Tuban , Provinsi Jawa Timur dengan luas lahan 46.365 m².
3. Bentuk badan usaha yang direncanakan adalah Perseroan Terbatas (PT) dan bentuk organisasi yang direncanakan adalah garis dan staf dengan jumlah tenaga kerja 220 orang.
4. Hasil analisa ekonomi:

a. <i>Fixed Capital Investment</i>	= Rp. 3.464.614.051.536,-
b. <i>Working Capital Investment</i>	= Rp. 866.153.512.884,-
c. <i>Total Capital Investment</i>	= Rp. 4.847.591.837.870,-
d. Total Biaya Produksi	= Rp. 15.264.878.636.816,-
e. Hasil Penjualan	= Rp. 18.000.000.000.000,-
f. Laba Kotor	= Rp. 2.735.121.363.184,-
g. Laba Bersih	= Rp. 2.051.341.022.388,-
h. <i>Internal Rate of Return</i> (IRR)	= 39,29 %
i. <i>Pay Out Time</i> (POT)	= 2,8 tahun
j. <i>Break Event Point</i> (BEP)	= 58 %

Berdasarkan data-data diatas dapat disimpulkan Prarancangan Pabrik *paraxylene* dari Toluene dan Metanol layak untuk didirikan dengan kapasitas produksi 150.000 ton/tahun.

DAFTAR PUSTAKA

- ARIF, F. U., & PRAMITHA, R. (2011). PRA-RANCANGAN PABRIK PARAXYLENE PROSES DISPROPORSIONASI TOLUENE KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN. Chemical Engineering.
- Anisa, T. L. (2018). Prarancangan Pabrik Paraxylene dari Proses Disproporsionasi Toluene dengan Kapasitas 350.000 Ton/Tahun.
- Bank Indonesia. 2019. Data Suku Bunga Sertifikat Bank Indonesia/ BI Rate
- Bps. (2018). Export Dan Import. Badan Pusat Statistik.
<https://www.bps.go.id/exim/>
- Brownell, & Young. (1959). Process Equipment Design Handbook. In Advances in Applied Science Research (Vol. 3, Issue 3, p. 408)
- Brown, G.G., Katz, D., Foust, A.S., and Schneidewind, R., 1950, Unit Operations, John Wiley and Sons, Tokyo.
- Brownell & Young, E.H. 1959. Process Equipment Design. John Wiley & Sons Inc. New York
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, Chemical Engineering, vol 2, Pergamon Press, England
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1989, Chemical Engineering, vol 6, Pergamon Press, England
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 2005, Chemical Engineering, vol 6, Pergamon International Library. New York.
- Geankoplis, Cristie. J. 1993. Transport Processes Unit Operation. 2 ed. Prentice-Hall International. Inc
- Geankoplis, Cristie. J. 1997. Transport Processes Unit Operation. 3 ed. Prentice-Hall International. Inc
- George, Stephanopoulos. 1984. Chemical Process Control: An Introduction to Theory and Practice. Prentice: Hall International, Inc
- Identification, C. (N.D.). Material Safety Data Sheet For Hydrogen Section 1 : Chemical Product And Company Identification. 000, 1–12

- Istiqomah, Wilujeng Hani (2019) Prarancangan Pabrik Paraxylene Dari Proses Selektivitas Alkilasi Toluene Kapasitas 225.000 Ton/Tahun. Undergraduate thesis, Universitas Bhayangkara Jakarta Raya.
- Kern, D.Q., 1950, Process Heat Transfer, 5 ed, McGraw-Hill Book Co., New York
- Kirk, R. E., Othmer, D. F., Grayson, M., & Eckroth, D. (1985). Kirk-Othmer Concise Encyclopedia Of Chemical Technology.--. Wiley.
- Ludwig, E. E, 1964. Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plant. Gulf Publishing Company Boston
- Manullang, M. 1987. Manajemen Sumber Daya Manusia. Yogyakarta: Andi Offset
- Manurung, Mandala. 2000. Teori Ekonomi Mikro Suatu Pengantar. Jakarta. FE UI
- Mc Cabe, Warren L & Smith, J. C. 1999. Operasi Teknik Kimia. Alih Bahasa Jasiji. E. Ir. Edisi ke-4. Penerbit Erlangga. Jakarta
- Megyesy.E.F., 1983, Pressure Vessel Handbook, Pressure Vessel Handbook Publishing Inc, USA
- Msd, C. (N.D.). 3 1 Material Safety Data Sheet. 1–6
- Peters, M.S., Timmerhaus, K.D., West, R.E., 2003, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 5th ed., Mc-Graw Hill, New York.
- Peter, M. S., and Timmerhaus, K. D., 2004. Plant Design and Economics For Chemical Engineering. 5 ed. Mc Grow Hill Book Company. Inc. New York
- Perry, S., Perry, R. H., Green, D. W., & Maloney, J. O. (2000). Perry's chemical engineers' handbook. In Choice Reviews Online (Vol. 38, Issue 02).
- Rase, H.F., "Chemical Reactor Design for Process Plant", Vol.II, John Willey and Sons Inc., Canada, 1977.
- Reklaitis, G. V. 1983. Introduction to Material and Energi Balances. Mc Grow Hill Book Company. London
- Sandelin, Fredrik et. all. 2006. Kinetics of the Recovery of Active Anthraquinones. Oulu : American Chemical Society
- Smith, J. M., 1981, Chemical Engineering Kinetics, 3 ed, Mc Grow-Hill Book – Kogakusha Ltd, Tokyo

Speight, J. G. (2002). Chemical and process design handbook. In Choice Reviews Online (Vol. 39, Issue 09).

Speight, J. G. (2014). The Chemistry and Technology of Petroleum. In The Chemistry and Technology of Petroleum

Tsurayya, N. (2018). PRARANCANGAN PABRIK PARAXYLENE DARI PROSES SELECTIVITAS DISPROPORSIONASI TOLUENE KAPASITAS 125.000 TON/TAHUN.

Ulrich, G.D., "A Guide of Chemical Process Design and Economics", John Willey and Sons Inc., New York, 1984.

Urbanski, T., 1965, Chemistry and Technology of Explosive, vol. 2, Pergamon Press Ltd., Scotland.

LAMPIRAN A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Perhitungan neraca massa pada prarancangan pabrik P-Xylene dari Toluene dan Metanol adalah sebagai berikut:

Basis perhitungan	: 1 jam operasi
Satuan operasi	: kg/jam
Waktu operasi	: 24 jam/hari
Kapasitas produk	: 150.000 ton/tahun
Waktu kerja pertahun	: 330 hari
Kapasitas produksi per jam	: $\frac{150.000 \text{ ton}}{1 \text{ tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}}$
	: 18.939,3939 kg/jam
Kemurnian Produk	: 99 %
Konversi	: 95 %

Tabel LA.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

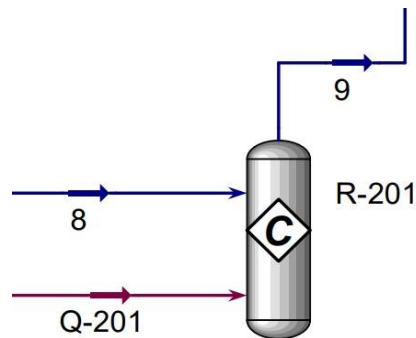
Komponen	Komposisi (%)	Berat Molekul (kg/kmol)
Bahan Baku		
1. toluene		
- C ₇ H ₈	99	92,14
2. metanol		
- CH ₃ OH	99	32,04
Produk		
1. Paraxylene		
- C ₈ H ₁₀	99	106,16
- H ₂ O	1	18,015

Kemurnian Bahan Baku :

1. C₇H₈ : 99 % (PT. Trans-Pasific Petrochemical Indotama)
 Impurities : 1 % H₂O
2. CH₃OH : 99 % (PT. Bunyu Metanol)
 Impurities : 1 % H₂O

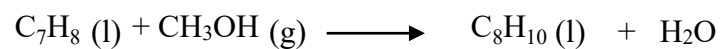
A.1 Reaktor (R-01)

Berfungsi sebagai tempat terjadinya reaksi antara toluene dan metanol dengan katalis ZSM-5 sehingga menghasilkan Paraxylene yang akan dimurnikan pada proses selanjutnya.



Gambar LA.1 reaktor

Dari reaksi :



Kapasitas produksi perjam = 18.939,3939 kg/jam

BM C_8H_{10} = 106,16 kg/kmol

$$\begin{aligned} \text{Mol } \text{C}_8\text{H}_{10} &= \frac{\text{massa } \text{C}_8\text{H}_{10}}{\text{BM } \text{C}_8\text{H}_{10}} \\ &= \frac{18.939,3939 \text{ kg/jam}}{106,16 \text{ kg/kmol}} \\ &= 178,4042 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Neraca Massa Komponen

Alur 8 (F^8) toluene:

Sesuai dengan perbandingan mol reaksi yang digunakan untuk menghasilkan Paraxylene adalah 1:1. Dimana 1 mol adalah mol Toluene dan 1 mol adalah mol Metanol.

$$\begin{aligned} \text{Mol } \text{C}_7\text{H}_8 &= 1 \times \text{Mol } \text{C}_8\text{H}_{10} \\ &= 1 \times 178,4042 \text{ kmol/jam} \\ &= 178,4042 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Massa } \text{C}_7\text{H}_8 = \text{Mol } \text{C}_7\text{H}_8 \times \text{BM } \text{C}_7\text{H}_8$$

$$= 178,4042 \text{ kmol/jam} \times 92,14 \text{ kg/kmol}$$

$$= 16.438,1665 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Mol Total H}_2\text{O C}_7\text{H}_8 = \text{Mol C}_7\text{H}_8 / \text{Konsentrasi C}_7\text{H}_8$$

$$= 178,4042 \text{ kmol/jam} / 0,99$$

$$= 180,2063 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Massa Total H}_2\text{O C}_7\text{H}_8 = \text{Mol Total H}_2\text{O C}_6\text{H}_6 \times \text{BM Campuran}$$

$$= 180,2063 \text{ kmol/jam} \times 91,3988 \text{ kg/kmol}$$

$$= 16.470,6307 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Mol H}_2\text{O} = \text{Mol Total H}_2\text{O C}_6\text{H}_6 \times 0,01$$

$$= 180,2063 \text{ kmol/jam} \times 0,01$$

$$= 1,8202 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O} = \text{Mol H}_2\text{O} \times \text{BM H}_2\text{O}$$

$$= 1,8202 \text{ kmol/jam} \times 18,015$$

$$= 32,4641 \text{ kg/jam}$$

Alur 8 (F⁸) Metanol:

Untuk menghasilkan P-Xylene digunakan perbandingan mol adalah 1 : 1,05.

Dimana 1 mol adalah mol Toluene dan 1,05 mol adalah mol Metanol

$$\text{Mol CH}_3\text{OH} = 1,05 \times \text{Mol C}_7\text{H}_8$$

$$= 1,05 \times 178,4042 \text{ kmol/jam}$$

$$= 187,79 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Massa CH}_3\text{OH} = \text{Mol CH}_3\text{OH} \times \text{BM CH}_3\text{OH}$$

$$= 187,79 \text{ kmol/jam} \times 32,04 \text{ kg/kmol}$$

$$= 6.016,7916 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Mol Total CH}_3\text{OH H}_2\text{O} = \text{Mol Metanol} / \text{Konsentrasi Metanol}$$

$$= 187,79 \text{ kmol/jam} / 0,99$$

$$= 189,668 \text{ kmol/jam}$$

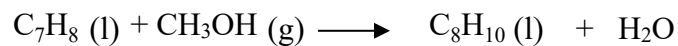
$$\begin{aligned} \text{Mol H}_2\text{O} &= \text{Mol Total CH}_3\text{OH H}_2\text{O} \times 0,01 \\ &= 182,0265 \text{ kmol/jam} \times 0,01 \\ &= 1,878 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{O} &= \text{Mol H}_2\text{O} \times \text{BM H}_2\text{O} \\ &= 1,878 \text{ kmol/jam} \times 18,015 \\ &= 33,831 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Total CH}_3\text{OH H}_2\text{O} &= \text{Massa CH}_3\text{OH} \times \text{Massa H}_2\text{O} \\ &= 6.016,7916 \text{ kg/jam} \times 33,831 \text{ kg/jam} \\ &= 6.050,36 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Alur 9 (F⁹) :

Reaksi yang terjadi



Konversi reaksi 95 % terhadap C₇H₈

Maka komposisi produk keluaran reaktor (R-01)

a.	Mol C ₇ H ₈ (masuk)	= 178,4042 kmol/jam
	Massa C ₇ H ₈ (masuk)	= 178,4042 kmol/jam x 92,14 kg/kmol
		= 16.438,1665 kg/jam
	Mol C ₇ H ₈ (bereaksi)	= Mol C ₇ H ₈ masuk
		= 178,4042 kmol/jam
	Massa C ₇ H ₈ (bereaksi)	= 178,4042 kmol/jam x 92,14 kg/kmol
		= 16.438,1665 kg/jam
	Mol C ₇ H ₈ (sisa)	= 178,4042 – 178,4042 kmol/jam
		= 0 kmol/jam
	Massa C ₇ H ₈ (sisa)	= 0 kmol/jam
b.	Mol CH ₃ OH (masuk)	= 187,79 kmol/jam
	Massa CH ₃ OH (masuk)	= 187,79 kmol/jam x 32,04 kg/kmol
		= 6.016,7916 kg/jam
	Mol CH ₃ OH (bereaksi)	= konversi x mol CH ₃ OH masuk
		= 0,95 x 187,79 kmol/jam

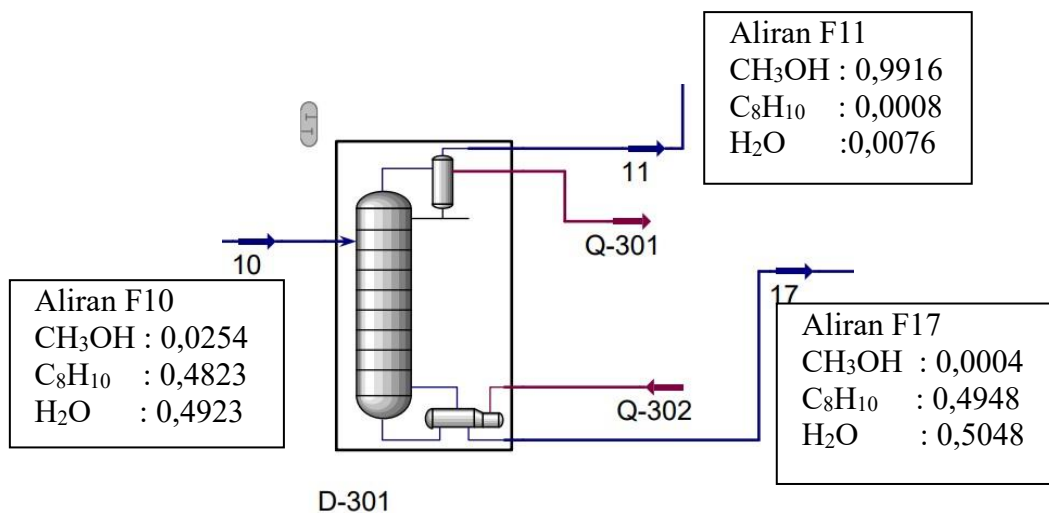
$$\begin{aligned}
 &= 178,4042 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa CH}_3\text{OH (bereaksi)} &= 178,4042 \text{ kmol/jam} \times 32,04 \text{ kg/kmol} \\
 &= 5.716,07 \text{ kg/jam} \\
 \text{c. Mol CH}_3\text{OH (sisa)} &= 187,79 \text{ kmol/jam} - 178,4042 \text{ kmol/jam} \\
 &= 9,3857 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa CH}_3\text{OH (sisa)} &= 9,3857 \text{ kmol/jam} \times 32,04 \text{ kg/kmol} \\
 &= 300,72 \text{ kg/jam} \\
 \text{d. Mol C}_8\text{H}_{10} \text{ (terbentuk)} &= \text{mol C}_7\text{H}_8 \times \text{konversi} \times \frac{\text{BM P-Xylene+BM air}}{\text{BM Toluene+BM metanol}} \\
 &= 178,4042 \text{ kmol/jam} \times 0,95 \times \frac{106,17+18,015}{92,14+32,04} \\
 &= 178,4042 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa C}_8\text{H}_{10} \text{ (terbentuk)} &= 178,4042383 \text{ kmol/jam} \times 106,16 \text{ kg/kmol} \\
 &= 18.939,394 \text{ kg/jam} \\
 \text{e. Mol H}_2\text{O (terbentuk)} &= \text{mol C}_7\text{H}_8 \times \text{konversi} \times \frac{\text{BM P-Xylene+BM air}}{\text{BM Toluene+BM metanol}} \\
 &= 187,79 \text{ kmol/jam} \times 0,95 \times \frac{106,17+18,015}{92,14+32,04} \\
 &= 178,4042 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa H}_2\text{O (terbentuk)} &= 178,4042 \text{ kmol/jam} \times 18,015 \text{ kg/mol} \\
 &= 3.213,9523 \text{ kg/jam} \\
 \text{Total Mol Alur F}^9 &= \text{Sisa Mol CH}_3\text{OH} + \text{Mol H}_2\text{O yang tidak bereaksi} \\
 &\quad \text{Mol C}_8\text{H}_{10} + \text{Mol H}_2\text{O} \\
 &= 9,3857 + 3,68 + 178,4042 + 178,4042 \\
 &= 369,8742 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Total Massa Alur F}^9 &= 300,7198 + 66,295 + 18.939,394 + 3.213,9523 \\
 &= 22.520,3613
 \end{aligned}$$

Tabel LA.2 Neraca Massa Total Reaktor (PFR-100)

Komponen	F ⁸	F ⁹
	kg/jam	kg/jam
Toluene		
- C ₇ H ₈	16.438,1665	0
- H ₂ O	32,4641	32,4641
Methanol		
- CH ₃ OH	6.016,7916	300,7198
- H ₂ O	33,8310	33,8310
C ₈ H ₁₀		18.939,3939
H ₂ O		3.213,9523
Total	22.521,3613	22.521.3613

A.2 Distilasi (D-301)

Distilasi (D-301) merupakan alat yang digunakan untuk memisahkan methanol, Paraxylene dan air yang masih terkandung didalamnya. Suhu feed masuk sebesar 115,5⁰C dan suhu distilat 64,73⁰C dan suhu batom adalah 111,9⁰C.

**Gambar LA.2** Destilasi (D-301)

Neraca Massa Total

$$F^{10} = F^{11} + F^{17}$$

Dari data hysys diketahui:

$$\text{Laju Alir } F^{10} = 22.521,8826 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju Alir } F^{11} = 298,6811 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju Alir } F^{17} = 22.223,2016 \text{ kg/jam}$$

Neraca Komponen Masuk:

$$\text{CH}_3\text{OH} = X \text{ CH}_3\text{OH} \cdot F^{10} = 0,0254 \times 22.521,8826 \text{ kg/jam} = 300,2504 \text{ kg/jam}$$

$$\text{C}_8\text{H}_{10} = X \text{ C}_8\text{H}_{10} \cdot F^{10} = 0,4823 \times 22.521,8826 \text{ kg/jam} = 18.939,6874 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = X \text{ H}_2\text{O} \cdot F^{10} = 0,4923 \times 22.521,8826 \text{ kg/jam} = 3.280,1722 \text{ kg/jam}$$

Neraca Komponen Keluar:

Aliran F^{11} =

$$\text{CH}_3\text{OH} = X \text{ CH}_3\text{OH} \cdot F^{10} = 0,9916 \times 22.521,8826 \text{ kg/jam} = 296,6289 \text{ kg/jam}$$

$$\text{C}_8\text{H}_{10} = X \text{ C}_8\text{H}_{10} \cdot F^{10} = 0,0008 \times 22.521,8826 \text{ kg/jam} = 0,7742 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = X \text{ H}_2\text{O} \cdot F^{10} = 0,0076 \times 22.521,8826 \text{ kg/jam} = 1,2780 \text{ kg/jam}$$

Aliran F^{17} =

$$\text{CH}_3\text{OH} = X \text{ CH}_3\text{OH} \cdot F^{10} = 0,0004 \times 22.521,8826 \text{ kg/jam} = 4,6215 \text{ kg/jam}$$

$$\text{C}_8\text{H}_{10} = X \text{ C}_8\text{H}_{10} \cdot F^{10} = 0,4948 \times 22.521,8826 \text{ kg/jam} = 18.939,6858 \text{ kg/jam}$$

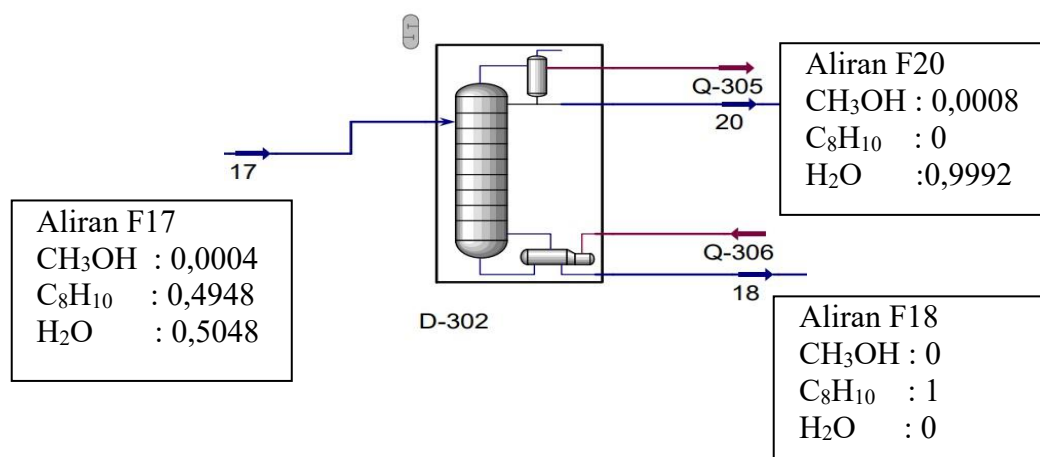
$$\text{H}_2\text{O} = X \text{ H}_2\text{O} \cdot F^{10} = 0,5048 \times 22.521,8826 \text{ kg/jam} = 3.278,8942 \text{ kg/jam}$$

Tabel LA.3 Neraca Massa Total Distilasi (D-301)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	<i>Out Reactor</i> (F ¹⁰)	<i>Out Top</i> (F ¹¹)	<i>Out Bottom</i> (F ¹⁷)
CH ₃ OH	300,2504	296,6289	4,6215
C ₈ H ₁₀	18.939,6874	0,7742	18.939,6858
H ₂ O	3.280,1722	1,2780	3.278,8941
Sub Total	22.521,8826	298,6811	22.223,2016
Total	22.521,8826	22.521,8826	

A.3 Distilasi (D-302)

Distilasi (D-302) merupakan alat yang digunakan untuk memisahkan methanol, Paraxylene dan air yang masih terkandung didalamnya. Suhu feed masuk sebesar 111,9⁰C dan suhu distilat 99,86⁰C dan suhu battom adalah 138,5⁰C.

**Gambar LA.3** Destilasi (D-302)

Neraca Massa Total

$$F^{17} = F^{18} + F^{20}$$

Dari data hysys diketahui:

$$\text{Laju Alir } F^{17} = 22.223,2016 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju Alir } F^{18} = 18.939,6847 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju Alir } F^{20} = 3.283,5141 \text{ kg/jam}$$

Neraca Komponen Masuk:

$$\text{CH}_3\text{OH} = X \text{ CH}_3\text{OH} \cdot F^{10} = 0,0004 \times 22.521,8826 \text{ kg/jam} = 4,6215 \text{ kg/jam}$$

$$\text{C}_8\text{H}_{10} = X \text{ C}_8\text{H}_{10} \cdot F^{10} = 0,4948 \times 22.521,8826 \text{ kg/jam} = 18.939,6858 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = X \text{ H}_2\text{O} \cdot F^{10} = 0,5048 \times 22.521,8826 \text{ kg/jam} = 3.278,8942 \text{ kg/jam}$$

Neraca Komponen Keluar:

Aliran $F^{18} =$

$$\text{CH}_3\text{OH} = X \text{ CH}_3\text{OH} \cdot F^{10} = 0 \times 22.521,8826 \text{ kg/jam} = 0 \text{ kg/jam}$$

$$\text{C}_8\text{H}_{10} = X \text{ C}_8\text{H}_{10} \cdot F^{10} = 1 \times 22.521,8826 \text{ kg/jam} = 18.939,6858 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = X \text{ H}_2\text{O} \cdot F^{10} = 0 \times 22.521,8826 \text{ kg/jam} = 0 \text{ kg/jam}$$

Aliran $F^{20} =$

$$\text{CH}_3\text{OH} = X \text{ CH}_3\text{OH} \cdot F^{10} = 0,0004 \times 22.521,8826 \text{ kg/jam} = 4,6215 \text{ kg/jam}$$

$$\text{C}_8\text{H}_{10} = X \text{ C}_8\text{H}_{10} \cdot F^{10} = 0,4948 \times 22.521,8826 \text{ kg/jam} = 0 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = X \text{ H}_2\text{O} \cdot F^{10} = 0,5048 \times 22.521,8826 \text{ kg/jam} = 3.278,8915 \text{ kg/jam}$$

Tabel LA.4 Neraca Massa Total Distilasi (D-302)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	<i>Out Distilasi (301) (F¹⁷)</i>	<i>Out Top (F¹⁸)</i>	<i>Out Bottom (F²⁰)</i>
CH ₃ OH	4,6215	0	4,6215
C ₈ H ₁₀	18.939,6858	18.939,6858	0
H ₂ O	3.278,8941	0	3.278,8941
Sub Total	22.223,2016	18.939,6858	3.283,5141
Total	22.223,2016	22.223,2016	

LAMPIRAN B

PERHITUNGAN NERACA ENERGI

Perhitungan neraca energi pada prarancangan pabrik P-Xylene dari Toluene dan Metanol Menggunakan Prose Alkilasi Toluene dengan kapasitas 150.000 Ton/Tahun adalah sebagai berikut:

Basis perhitungan	: 1 jam operasi
Satuan operasi	: kg/jam
Waktu operasi	: 24 jam/hari
Kapasitas produk	: 150.000 ton/tahun
Waktu kerja pertahun	: 330 hari
Kapasitas produksi per jam	: $\frac{150.000 \text{ ton}}{1 \text{ tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}}$
	: 18.939,39394 kg/jam
Satuan operasi	= kjoule/jam
Temperatur referensi	= 25°C (298,15 K)

Jumlah panas masuk dan jumlah panas keluar suatu peralatan dapat dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{larutan}}} C_p \cdot \partial T \dots\dots\dots (B.1)$$

$$Q = n \cdot \Delta H \dots\dots\dots (B.2)$$

- Dimana =
- ΔH = Perubahan Entalpi (kJ/kmol)
 - Q = Panas yang dihasilkan/dikeluarkan (kJ/jam)
 - C = Kapasitas panas (kJ/kmol.K)
 - n = mol senyawa (kmol/jam)
 - T_{ref}/ T_o = Temperatur referensi (25°C)
 - T = Temperatur senyawa (°C)

Adapun rumus yang digunakan untuk menghitung kapasitas panas suatu senyawa adalah:

$$\Delta H = \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{komponen}}} C_p \cdot \partial T \dots\dots\dots (B.3)$$

$$C_p \text{ cairan} = \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{komponen}}} (A + B^2 + C^3 + D^4) dT \dots\dots\dots (B.4)$$

$$= A(T-T_0) + \frac{B}{2} (T^2-T_0^2) + \frac{C}{2} (T^3-T_0^3) + \frac{D}{2} (T^4-T_0^4) \dots\dots\dots (B.5)$$

$$C_p \text{ Gas} = \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{komponen}}} (A + B^2 + C^3 + D^4 + E^5) \dots\dots\dots (B.6)$$

$$= A(T-T_0) + \frac{B}{2} (T^2-T_0^2) + \frac{C}{2} (T^3-T_0^3) + \frac{D}{2} (T^4-T_0^4) + \frac{E}{2} (T^5-T_0^5) \dots\dots\dots (B.7)$$

Kapasitas panas atau Kapasitas kalor (biasanya dilambangkan dengan kapital C, sering dengan subskripsi) adalah besaran terukur yang menggambarkan banyaknya kalor yang diperlukan untuk menaikkan suhu suatu zat (benda) sebesar jumlah tertentu. Kapasitas panas gas dan kapasitas panas cair dapat dilihat pada Tabel LB.1 dan Tabel LB.2.

Tabel LB.1 Kapasitas Panas Cair, $C_p(\ell) = a + bT^2 + cT^3 + dT^4$ (kJ/kmol.K)

Komponen	A	B	C	D
C ₇ H ₈	83,703	0,51666	-0,001491	0,0000019725
CH ₄ O	40,152	0,31046	-0,0010291	0,0000014598
C ₈ H ₁₀	-11,035	1,5158	-0,0039039	0,0000039193
H ₂ O	92,053	-0,039953	-0,00021103	0,00000053469

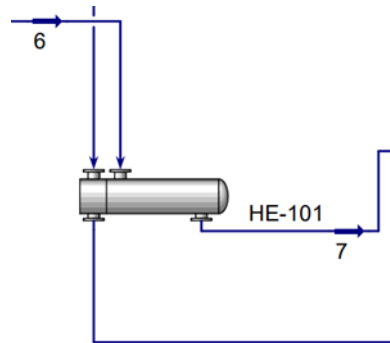
(Sumber : Crawl Yaws, 1999)

Tabel LB.2 Kapasitas Panas Gas, $C_p(g) = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$ (J/mol.K)

Komponen	A	B	C	D	E
C ₇ H ₈	-24,097	0,52187	-0,00029827	0,00000006122	0,000000000012576
CH ₄ O	40,046	-0,038287	0,00024529	-0,00000021679	0,00000000059909
C ₈ H ₁₀	-17,360	0,5647	-0,00026293	0,000000011217	0,00000000016544
H ₂ O	33,933	-0,0084186	0,000029906	-0,000000017852	0,00000000003693

(Sumber : Crawl Yaws, 1999)

B.1 Perhitungan Neraca Energi *Heat Exchanger* (HE-101)



Gambar LB.1 *Heat Exchanger* (HE-101)

ΔH_3 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk *heat exchanger*

ΔH_4 : Panas yang terbawa oleh bahan keluar *heat exchanger*

Q : Panas yang diberikan

Q_{loss} : Panas yang hilang

1. Menghitung panas bahan masuk *Heat Exchanger*

Suhu bahan masuk = 25,07 C = 298,22 T

Persamaan yang digunakan $\Delta H_3 = m \cdot c_p \cdot \Delta T$

Perhitungan neraca energi umpan bahan masuk *heat exchanger* (ΔH_3) dapat dilihat pada Tabel LB.3.

Tabel LB.3 Perhitungan neraca energi umpan bahan masuk HE

Komponen	Frakasi massa	Laju Alir (kg/Jam)	Laju alir (kmol/Jam)	$\int c_p dT$ (Kj.Kmol.K)	ΔH_1 (kj/Jam)
C ₇ H ₈	0,7298	16437,7443	178,3981	24961,90993	4453157,303
CH ₃ OH	0,2672	6017,4648	187,8	11974,1302	2248741,652
H ₂ O	0,0029	66,3124	3,6809	27452,04556	101048,2345
Total Panas Q1					6802947,189

2. Menghitung Energi Entalpy Panas Penguapan

untuk menghitung entalpi panas penguapan atau (dHv) digunakan persamaan watson dimana :

$$\frac{\Delta H_2}{\Delta H_1} = \left(\frac{1 - Tr_2}{1 - Tr_1} \right)^{0,38} \dots\dots\dots (B.8)$$

$$Tr_2 = \frac{T_1}{T_c} \dots\dots\dots (B.9)$$

$$Tr_1 = \frac{T_2}{T_c} \dots\dots\dots (B.10)$$

Dimana :

ΔH_2 = panas laten penguapan pada suhu T2 (kj/kmol)

ΔH_1 = panas laten penguapan pada titik didih normal (Kj/kmol)

Tr2 = titik didih normal komponen (K)

Tr1 = titik embun komponen (K)

Tabel LB.4.

Tabel LB.4 Menghitung Energi Entalpy

Komponen	Tb(K)	Tc(K)	dHv
C7H8	383,78	591,79	50,2
CH3OH	337,85	512,58	-200,9
H2O	373,15	647,13	-241,8

Perhitungan Energi Entalpy Panas Penguapan dapat dilihat tabel B.5 berikut ini.

Tabel B.5 Energi Entalpy Panas Penguapan

Komponen	Tr2	Tr1	$\Delta H_2/\Delta H_1$	dH2	dHv
C7H8	0,503810473	0,503928759	1,000090602	50,20454822	8956,396014
CH3OH	0,581665301	0,581801865	1,000124078	-200,9249272	-37733,701333
H2O	0,460726593	0,460834763	1,000076233	-241,8184331	-890,1094703
Total Panas Q2					-29667,41479

3. Menghitung Panas Bahan Keluar Heat Exchanger

Suhu bahan keluar = 410 C = 683,15 K

Persamaan yang digunakan $\Delta H_3 = m \cdot cp \cdot \Delta T \dots\dots\dots (B.11)$

Tabel B.6 Bahan Keluar Heat Exchanger

Komponen	Fraksi massa	Laju Alir (kg/Jam)	Laju alir (kmol/Jam)	$\int c_p dT$ (Kj.Kmol.K)	ΔH_2 (kj/Jam)
C ₇ H ₈	0,7298	16437,7443	178,3982	24064,37964	4293039,605
CH ₃ OH	0,2672	6017,4648	187,8	16156,71831	3034231,7
H ₂ O	0,0029	66,3124	3,6809	12917,35225	47547,48191
Total Panas Q3					7374818,786

4. Menghitung kebutuhan steam Pemanas

$$(\Delta H_1 + dH_v) + \Delta H_{\text{steam}} = \Delta H_2$$

$$\Delta H_{\text{steam}} = (\Delta H_1 + dH_v) - \Delta H$$

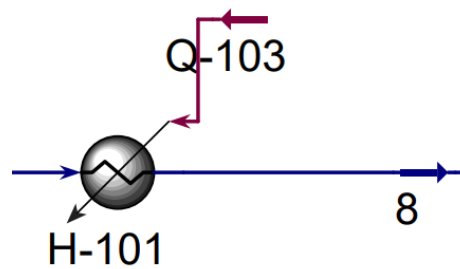
$$= (6802947,189 + (-29667,41479)) + 7374818,786$$

$$\Delta H_{\text{steam}} = -601539,0116 \text{ kJ/jam}$$

Tabel LB.7 Perhitungan Neraca Energi *Heat Exchanger*

Komponen	Q _{in} (Kj/Jam)	Q _{out} (Kj/Jam)
Q _{masuk}	6802947,189	-
dH _v	-29667,41479	-
ΔH_2	-	7374818,786
ΔH_{steam}	-	-601539,0116
Total	66773279,774	66773279,774

B.2 Perhitungan Neraca Energi Heater (H-101)



Gambar LB.2 Heater (H-101)

ΔH_3 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk *Heater*

ΔH_4 : Panas yang terbawa oleh bahan keluar *heater*

Q : Panas yang diberikan

Q_{loss} : Panas yang hilang

1. Menghitung panas bahan masuk *Heater*

Suhu bahan masuk = 250 C = 523,15 T

Persamaan yang digunakan $\Delta H_3 = m \cdot c_p \cdot \Delta T$ (B.12)

Perhitungan neraca energi umpan bahan masuk *heater* (ΔH_3) dapat dilihat pada Tabel B.8.

Tabel LB.8 Panas Bahan Masuk Heater

Komponen	Frakasi massa	Laju Alir (kg/Jam)	Laju alir (kmol/Jam)	$\int c_p dT$ (Kj.Kmol.K)	ΔH_1 (kj/Jam)
C ₇ H ₈	0,7298	16437,7443	178,3981	6694,885549	1194354,862
CH ₃ OH	0,2672	6017,4648	187,8	8840,552826	1660255,821
H ₂ O	0,0029	66,3124	3,6809	7524,366264	27696,43978
Total Panas Q1					7374818,786

2. Menghitung Energi Entalpy Panas Penguapan

untuk menghitung entalpi panas penguapan atau (dHv) digunakan persamaan watson dimana :

$$\frac{\Delta H2}{\Delta H1} = \left(\frac{1-Tr2}{1-Tr1} \right)^{0,38} \dots\dots\dots (B.13)$$

$$Tr2 = \frac{T1}{Tc} \dots\dots\dots (B.14)$$

$$Tr1 = \frac{T2}{Tc} \dots\dots\dots (B.15)$$

Dimana :

ΔH2 = panas laten penguapan pada suhu T2 (kj/kmol)

ΔH1 = panas laten penguapan pada titik didih normal (Kj/kmol)

Tr2 = titik didih normal komponen (K)

Tr1 = titik embun komponen (K)

Tabel LB.9 Komposisi Panas Laten

Komponen	Tb(K)	Tc(K)	dHv
C7H8	383,78	591,79	50,2
CH3OH	337,85	512,58	-200,9
H2O	373,15	647,13	-241,8

Perhitungan Energi Entalpy Panas Penguapan dapat dilihat tabel B.5 berikut ini.

Tabel LB.10 Energi Entalpy Panas Penguapan

Komponen	Tr2	Tr1	ΔH2/ΔH1	dH2	dHv
C7H8	23,6716	1,443390244	0,2242300924	11,25639236	2008,11901
CH3OH	20,5032	1,250195122	5,23472985	-1051,657227	-197501,2272
H2O	25,8852	1,578365854	4,176578289	-1009,89663	-3717,328506
Total Panas Q2					-199210,4367

3. Menghitung Panas Bahan Keluar Heater

Suhu bahan keluar = 450 C = 723,15 K

Persamaan yang digunakan ΔH3= m . cp . ΔT (B.16)

Tabel LB.11 Panas Bahan keluar Heater

Komponen	Fraksi massa	Laju Alir (kg/Jam)	Laju alir (kmol/Jam)	$\int c_p dT$ (Kj.Kmol.K)	ΔH_2 (kj/Jam)
C ₇ H ₈	0,7298	16437,7443	178,3982	29760,68418	5309249,512
CH ₃ OH	0,2672	6017,4648	187,8	18236,29122	3424775,492
H ₂ O	0,0029	66,3124	3,6809	14291,10527	52604,12939
Total Panas Q3					8786629,134

4. Menghitung kebutuhan steam Pemanas

$$(\Delta H_1 + dH_v) + \Delta H_{\text{steam}} = \Delta H_2$$

$$\Delta H_{\text{steam}} = (\Delta H_1 + dH_v) - \Delta H$$

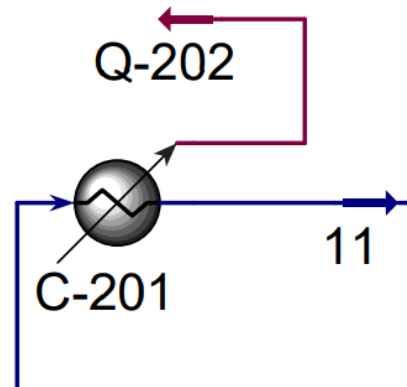
$$= (2882307,122 + (-199210,4367) + 8786629,134$$

$$\Delta H_{\text{steam}} = -6103532,448 \text{ kJ/jam}$$

Tabel LB.12 Perhitungan Neraca Energi *Heat Exchanger*

Komponen	Q _{in} (Kj/Jam)	Q _{out} (Kj/Jam)
ΔH_1	2882307,122	-
dH _v	-199210,4367	-
ΔH_2	-	8786629,134
ΔH_{steam}	-	-6103532,448
Total	2683096,686	2683096,686

B.3 Perhitungan Neraca Energi Pada Cooler (C-201)



Gambar LB.3 Cooler (C-301)

1. Perhitungan Panas Bahan Masuk

Suhu bahan masuk = 144,8 C = 417,95 K

Persamaan yang digunakan $\Delta H = \int_{T_{reff}}^{T_{komponen}} C_p \cdot \partial T$ (B.38)

$Q = n \cdot \Delta H$ (B.39)

Tabel LB.13 Panas bahan masuk Cooler

Komponen	M (Kg/Jam)	n(Kmol/Jam)	$\Delta H(Kj/Kmol)$	Q(Kj/Jam)
C7H8	0	0	12982,22723	0
CH3OH	296,2175	9,2447	6523,446825	60307,30887
C8H10	0	0	7519,821604	0
H2O	1,1848	0,0658	10647,83335	700,6274344
Total				61007,9363

2. Menghitung Panas Bahan Keluar Cooler

Suhu bahan Keluar = 25 C = 298,15 K

Persamaan yang digunakan $\Delta H = \int_{T_{reff}}^{T_{komponen}} C_p \cdot \partial T$ (B.40)

$Q = n \cdot \Delta H$ (B.41)

Tabel LB.14 Panas bahan keluar Cooler

Komponen	M (Kg/Jam)	n(Kmol/Jam)	$\Delta H(Kj/Kmol)$	Q(Kj/Jam)
C7H8	0	0	0	0

CH ₃ OH	296,2175	9,2447	0	0
C ₈ H ₁₀	0	0	0	0
H ₂ O	1,1848	0,0658	0	0
Total				0

3. Menghitung Panas Yang diberikan

Panas masuk = Panas keluar

$Q_{\text{masuk}} = Q_{\text{keluar}} + Q_{\text{serap}}$

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

$= 55233,06605 - 0$

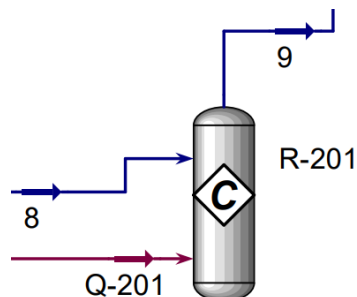
$= 0$

Tabel LB.15 Neraca Energi Total Cooler

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar(kJ/Jam)
Q_{masuk}	55233,06605	-
Q_{keluar}	-	0
Q_{serap}	-	55233,06605
Total	55233,06605	55233,06605

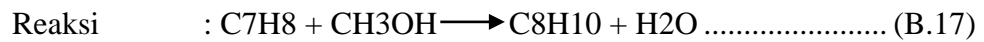
B.4 Perhitungan Neraca Energi Pada *Fixed Bed Multitube Reactor* (R-201)

Menghitung kebutuhan panas yang dibutuhkan oleh Reactor



Gambar LB.4 *Fixed Bed Multitube Reactor*

Fixed Bed Multitube Reactor (R-301) berfungsi sebagai tempat terjadinya reaksi oksidasi propilen sehingga menghasilkan asam akrilat dan air yang akan dimurnikan pada proses selanjutnya.



Konversi : 95%

Tekanan : 2,4 atm

Reaksi : Eksotermis

Fasa komponen masuk reaktor adalah gas

Untuk kondisi temperatur reaksi bukan 25 °C, panas reaksi dihitung dengan menggunakan rumus:

$$\Delta H_R = \Delta H_{R, 298,15K} + \sum_{\text{produk}} n \int C_p dT - \sum_{\text{reaktan}} n \int C_p dT \text{ (B.18)}$$

a. Menghitung Panas Bahan Masuk Reaktor

Suhu bahan Masuk = 305,45°C = 578,60 K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H = \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{komponen}}} C_p \cdot \Delta T \text{ (B.19)}$

$$Q = n \cdot \Delta H \text{ (B.20)}$$

Tabel LB.16 Panas Bahan Masuk Reaktor

Komponen	M (Kg/Jam)	n(Kmol/Jam)	ΔH (Kj/Kmol)	Q(Kj/Jam)
C7H8	16437,7443	178,3981	29760,68418	5309249,512
CH3OH	6016,7652	187,778	18236,29122	3424374,294
C8H10	3,5945	0,0339	37030,84237	1255,345556
H2O	66,2055	3,675	14291,10527	52519,81187
Total				8787398,963

b. Menghitung Panas Bahan Keluar Reaktor

Suhu bahan keluar = 450 C = 723,15 K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H = \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{komponen}}} C_p \cdot \Delta T \text{ (B.21)}$

$$Q = n \cdot \Delta H \text{ (B.22)}$$

Tabel LB.17 Panas Bahan Keluar Reaktor

Komponen	M (Kg/Jam)	n(Kmol/Jam)	ΔH (Kj/KmolK)	Q(Kj/Jam)
C7H8	0,8266	0,009	29760,68418	267,8461576
CH3OH	300,8383	9,3889	18236,29122	171218,7147
C8H10	18942,4555	178,423	37030,84237	6607153,988
H2O	3279,9037	180,0641	14291,10527	2573315,008
Total				9351955,557

3. Menghitung Panas Reaksi

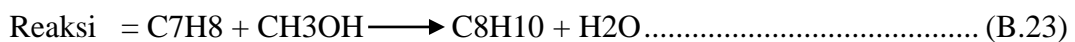
- a. menghitung entalpi pada keadaan standar (ΔH_f 298,15K)

Nilai data ΔH_f masing-masing komponen pada keadaan standar (298,15K) dapat dilihat pada tabel B.14

Tabel LB.18 Data ΔH_f (298,15 K) Masing-masing Komponen.

Komponen Reaktan	ΔH_f 289,15 K (kJ/mol)
C7H8	50,2
CH3OH	-200,9
Komponen Produk	ΔH_f 289,15 K (kJ/mol)
C8H10	18
H2O	-241,8

Sumber : Carl L Yaws, 1996



$$\begin{aligned} \Delta H_f (298,15 \text{ K}) &= \Delta H_f 298,15\text{K Produk} - \Delta H_f 298,15\text{K Reaktan} \\ &= (\Delta H_{\text{C8H10}} + \Delta H_{\text{H2O}}) - (\Delta H_{\text{C7H8}} + \Delta H_{\text{CH3OH}}) \\ &= (18 + (-241,8)) - (50,2 + (-200,9)) \\ &= -223,8 - (-150,7) \\ &= -73,1 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

- b. Menghitung entalpi pada keadaan operasi

Perubahan entalpi reaktan dari 723,15 K ke 723,15 K dapat ditentukan dengan persamaan sebagai berikut:

$$\Delta H_{R(723,15\text{ K})} = \Delta H_{R(298)} + \int_{T_{723,15}}^{T_{723,15}} C_{pi}.dT \dots\dots\dots (B.24)$$

$$\Delta H_{R(723,15\text{ K})} = \Delta A(T-T_0) + \frac{\Delta B}{2} (T^2-T_0^2) + \frac{\Delta C}{2} (T^3-T_0^3) + \frac{D}{2} (T^4-T_0^4) + \frac{E}{2} (T^5-T_0^5) \quad (B.25)$$

Sehingga entalpi pada keadaan operasi adalah :

$$\begin{aligned} \Delta H_{R(723,15\text{ K})} &= \Delta H_{F(298)} + \int_{T_{723,15}}^{T_{723,15}} C_{pi}.dT \\ &= -73,1 + 377,1174814 \\ &= 304,0174814 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

c. Menghitung panas reaksi

$$\text{Jumlah C}_7\text{H}_8 \text{ mula-mula (FAO)} = 178,404 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Konversi} = 95 \% = 0,95$$

Maka panas reaksi :

$$\begin{aligned} Q_{reaksi} &= \Delta H_{R(723,15\text{ K})} \times \text{FAO} \times X \\ &= 304,0174814 \text{ kJ/kmol} \times 178,404 \text{ kmol/jam} \times 0,95 \\ &= 51526,03802 \text{ kJ/Jam} \end{aligned}$$

4. Menghitung Panas Dan Massa Air Pendingin

$$Q_{masuk} - Q_{keluar} + Q_{reaksi} - Q_{konsumsi} = \text{Akumulasi Energi}$$

$$Q_{masuk} - Q_{keluar} + Q_{reaksi} - Q_{konsumsi} = 0$$

$$Q_{pendingin} = Q_{masuk} - Q_{keluar} + Q_{reaksi}$$

$$Q_{pendingin} = 8787398,963 - 9351955,557 + 51526,03802$$

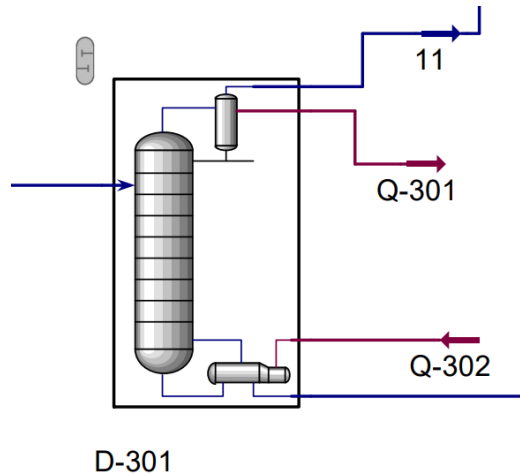
$$Q_{pendingin} = -513030,5562 \text{ kJ/Jam}$$

Tabel LB.19 Neraca Energi Total Reaktor PFR

Komponen	Masuk (Kj/Jam)	Keluar (Kj/Jam)
Qmasuk	8787398,963	
Qkeluar		9351955,557
Qreaksi	51526,03802	
Qpendingin		-513030,5562
Total	8838925,001	8838925,001

B.5 Perhitungan Neraca Energi Pada Distilasi (D-301)

Menghitung kebutuhan panas yang dibutuhkan oleh Distilasi



Gambar LB.5 Distilasi (D-301)

Fungsi Distilasi (D-301) sebagai tempat untuk memisahkan antara produk asam akrilat dengan impuritis lainnya dengan menggunakan perbedaan titik didih.

1. Menghitung Panas Bahan Masuk

Suhu bahan masuk = 115,5 C = 388,65 K

Persamaan yang digunakan $\Delta H = \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{komponen}}} C_p \cdot \partial T$ (B.26)

$Q = n \cdot \Delta H$ (B.27)

Tabel LB.20 Panas Bahan Masuk Distilasi

Komponen	M (Kg/Jam)	n(Kmol/Jam)	ΔH (Kj/Kmolk)	Q(Kj/Jam)
C7H8	0,8266	0,009	-116,321754	-1,046895786
CH3OH	300,8383	9,3889	3524,414533	33090,37561
C8H10	18942,4555	178,423	676,6825007	120735,7218
H2O	3279,9037	180,0641	3043,555337	554122,1632
Total				707947,2138

2. Menghitung Panas Keluar Produk Bawah

Suhu bahan masuk = 111,9 C = 385,05 K

Persamaan yang digunakan $\Delta H = \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{komponen}}} C_p \cdot \partial T$ (B.28)

$Q = n \cdot \Delta H$ (B.29)

Tabel LB.21 Panas Keluar Produk Bawah Distilasi

Komponen	M (Kg/Jam)	n(Kmol/Jam)	ΔH (Kj/Kmolk)	Q(Kj/Jam)
C ₇ H ₈	0,1766	0,0019	8926,570709	16,96048435
CH ₃ OH	4,6207	0,1442	4457,146708	642,7205552
C ₈ H ₁₀	18938,2738	178,3836	3966,34153	707530,2809
H ₂ O	3278,7188	181,9984	7810,012129	1421409,711
Total				2129599,673

3. Menghitung Panas Keluaran Produk Atas Distilasi

Suhu bahan masuk = 111,9 C = 385,05 K

Persamaan yang digunakan $\Delta H = \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{komponen}}} C_p \cdot \partial T$ (B.30)

$Q = n \cdot \Delta H$ (B.31)

Tabel LB.22 Panas Keluar Produk Atas Distilasi

Komponen	M (Kg/Jam)	n(Kmol/Jam)	ΔH (Kj/Kmolk)	Q(Kj/Jam)
C ₇ H ₈	0,65	0,0071	-511,6536082	-3,916740618
CH ₃ OH	296	9,2447	1565,414848	14471,79064
C ₈ H ₁₀	4,1818	0,0394	-249,5666	-9,832924039
H ₂ O	1,1848	0,06558	1341,791493	88,28988024
Total				14546,33086

Maka total panas keluar =

Q_{total} keluar = panas keluar distilasi bawah + panas keluar distilasi atas

Q_{total} keluar = 2129599,673 + 14546,33086

Q_{total} keluar = 2144146,004

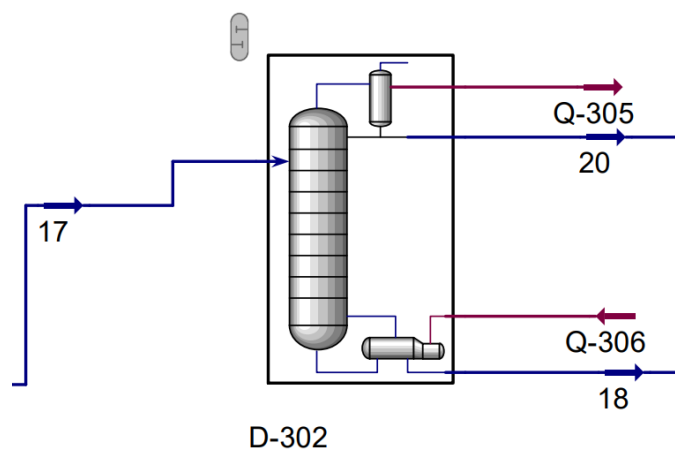
$$\begin{aligned}
 \text{Neraca Energi Total} &= \\
 Q_{\text{masuk}} &= Q_{\text{total Keluar}} + Q_{\text{serap}} \\
 Q_{\text{serap}} &= Q_{\text{masuk}} - Q_{\text{total keluar}} \\
 Q_{\text{serap}} &= 707947,2138 - 2144146,004 \\
 Q_{\text{serap}} &= -1436198,79
 \end{aligned}$$

Tabel LB.23 Neraca Energi Total Menara Distilasi

Komponen	Q Masuk (kJ/Jam)	Q Keluar (kJ/Jam)	
		Bawah	Atas
C7H8	-1,046895786	16,96048435	-3,916740618
CH3OH	33090,37561	642,7205552	14471,79064
C8H10	120735,7218	707530,2809	-9,832924039
H2O	554122,1632	1421409,711	88,28988024
Qserap	-	-1436198,79	
Total	707947,2138	707947,2138	

B.6 Perhitungan Neraca Energi Pada Distilasi (D-302)

Menghitung kebutuhan panas yang dibutuhkan oleh Distilasi



Gambar LB.6 Distilasi D-302

Fungsi Distilasi (D-302) sebagai tempat untuk memisahkan antara produk Paraxylene dengan Air lainnya dengan menggunakan perbedaan titik didih.

1. Menghitung Panas Bahan Masuk

Suhu bahan masuk = 111,9 = 385,05 K

Persamaan yang digunakan $\Delta H = \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{komponen}}} C_p \cdot \partial T$ (B.32)

$Q = n \cdot \Delta H$(B.33)

Tabel LB.24 Panas Bahan Masuk Distilasi

Komponen	M (Kg/Jam)	n(Kmol/Jam)	ΔH (Kj/Kmol)	Q(Kj/Jam)
C7H8	0,1766	0,0019	8926,570709	16,96048435
CH3OH	4,6207	0,1442	4457,146708	642,7205552
C8H10	18938,2738	178,3836	3966,34153	707530,2809
H2O	3278,7188	181,9984	7810,012129	1421409,711
Total				2129599,673

2. Menghitung Panas Keluar Produk Bawah

Suhu bahan masuk = 138,5 C = 411,65 K

Persamaan yang digunakan $\Delta H = \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{komponen}}} C_p \cdot \partial T$ (B.34)

$Q = n \cdot \Delta H$(B.35)

Tabel LB.25 Panas Keluar Produk Bawah Distilasi

Komponen	M (Kg/Jam)	n(Kmol/Jam)	ΔH (Kj/Kmol)	Q(Kj/Jam)
C7H8	0	0	12183,31612	0
CH3OH	0	0	6115,966812	0
C8H10	18938,2726	178,3836	6770,912288	1207819,709
H2O	0,0032	0,0002	10110,00502	2,022001005
Total				1207821,731

3. Menghitung Panas Keluaran Produk Atas Distilasi

Suhu bahan masuk = 99,49 C = 372,64 K

Persamaan yang digunakan $\Delta H = \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{komponen}}} C_p \cdot \partial T$ (B.36)

$$Q = n \cdot \Delta H \dots\dots\dots (B.37)$$

Tabel LB.26 Panas Keluar Produk Atas Distilasi

Komponen	M (Kg/Jam)	n(Kmol/Jam)	ΔH (Kj/Kmol)	Q(Kj/Jam)
C7H8	0,1766	0,0019	7478,206775	14,20859287
CH3OH	4,6207	0,1442	3721,707874	536,6702754
C8H10	0,0011	0	2875,713099	0
H2O	3278,7157	181,9982	6721,223963	1223250,663
Total				1223801,542

Maka total panas keluar =

Qtotal keluar = panas keluar distilasi bawah + panas keluar distilasi atas

$$Q_{\text{total keluar}} = 1207821,731 + 1223801,542$$

$$Q_{\text{total keluar}} = 2431623,273$$

Neraca Energi Total =

$$Q_{\text{masuk}} = Q_{\text{total keluar}} + Q_{\text{serap}}$$

$$Q_{\text{serap}} = Q_{\text{masuk}} - Q_{\text{total keluar}}$$

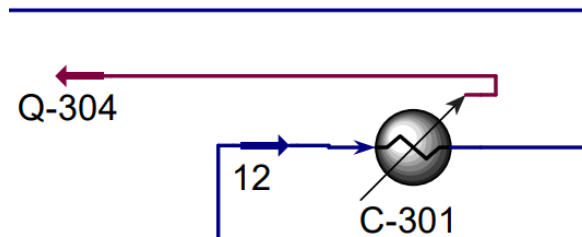
$$Q_{\text{serap}} = 1207821,731 - 2431623,273$$

$$Q_{\text{serap}} = -302023,5997$$

Tabel LB.27 Neraca Energi Total Menara Distilasi

Komponen	Q Masuk (kJ/Jam)	Q Keluar (kJ/Jam)	
		Bawah	Atas
C7H8	16,96048435	0	14,20859287
CH3OH	642,7205552	0	536,6702754
C8H10	707530,2809	1207819,709	0
H2O	1421409,711	2,022001005	1223250,663
Qserap	-	-302023,5997	
Total	2129599,673	2129599,673	

B.7 Perhitungan Neraca Energi Pada Cooler (C-301)



Gambar LB.7 Cooler (C-301)

4. Perhitungan Panas Bahan Masuk

Suhu bahan masuk = 135,2 C = 408,35 K

Persamaan yang digunakan $\Delta H = \int_{T_{reff}}^{T_{komponen}} C_p \cdot \partial T$ (B.38)

$Q = n \cdot \Delta H$ (B.39)

Tabel LB.28 Panas bahan masuk Cooler

Komponen	M (Kg/Jam)	n(Kmol/Jam)	$\Delta H(Kj/KmolK)$	Q(Kj/Jam)
C7H8	0	0	11768,84361	0
CH3OH	296,2175	9,2447	5904,619399	54586,43496
C8H10	0	0	6390,918335	0
H2O	3278,7157	181,9982	9827,2203	646,6310958
Total				55233,06605

5. Menghitung Panas Bahan Keluar Cooler

Suhu bahan Keluar = 25 C = 298,15 K

Persamaan yang digunakan $\Delta H = \int_{T_{reff}}^{T_{komponen}} C_p \cdot \partial T$ (B.40)

$Q = n \cdot \Delta H$ (B.41)

Tabel LB.29 Panas bahan masuk Cooler

Komponen	M (Kg/Jam)	n(Kmol/Jam)	$\Delta H(Kj/KmolK)$	Q(Kj/Jam)
C7H8	0	0	0	0
CH3OH	296,2175	9,2447	0	0

C8H10	0	0	0	0
H2O	1,1848	0,0658	0	0
Total				0

6. **Menghitung Panas Yang diberikan**

Panas masuk = Panas keluar

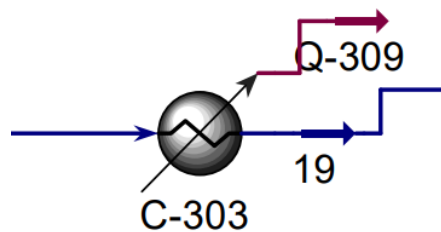
Qmasuk = Qkeluar + Qserap

Qserap = Qmasuk – Qkeluar
 = 55233,06605 – 0
 = 0

Tabel LB.30 Neraca Energi Total Cooler

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar(kJ/Jam)
Qmasuk	55233,06605	-
Qkeluar	-	0
Qserap	-	55233,06605
Total	55233,06605	55233,06605

B.8 Perhitungan Neraca Energi Pada *Cooler* (C-303)



Gambar LB.8 *Cooler* (C-303)

1. **Perhitungan Panas Bahan Masuk**

Suhu bahan masuk = 138,5 C = 411,65 K

Persamaan yang digunakan $\Delta H = \int_{T_{reff}}^{T_{komponen}} C_p \cdot \partial T$ (B.42)

$Q = n \cdot \Delta H$ (B.43)

Tabel LB.31 Panas bahan masuk Cooler

Komponen	M (Kg/Jam)	n(Kmol/Jam)	ΔH (Kj/Kmol)	Q(Kj/Jam)
C7H8	0	0	12183,31612	0
CH3OH	0	0	6115,966812	0
C8H10	18938,2726	178,3836	6770,912288	1207819,709
H2O	0,0032	0,0002	10110,00502	2,022001005
Total				1207821,731

2. Menghitung Panas Bahan Keluar Cooler

Suhu bahan Keluar = 30 C = 303,15 K

Persamaan yang digunakan $\Delta H = \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{komponen}}} C_p \cdot \partial T$ (B.44)

$Q = n \cdot \Delta H$ (B.45)

Tabel LB.32 Panas bahan masuk Cooler

Komponen	M (Kg/Jam)	n(Kmol/Jam)	ΔH (Kj/Kmol)	Q(Kj/Jam)
C7H8	0	0	424,9114332	0
CH3OH	0	0	204,5980989	0
C8H10	18938.2726	176,3826	-36,38955011	-6491,298951
H2O	0	0	459,7568781	0
Total				-6491,298951

3. Menghitung Panas Yang diberikan

Panas masuk = Panas keluar

$Q_{\text{masuk}} = Q_{\text{keluar}} + Q_{\text{serap}}$

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

$= 1207821,731 - (-6491,298951)$

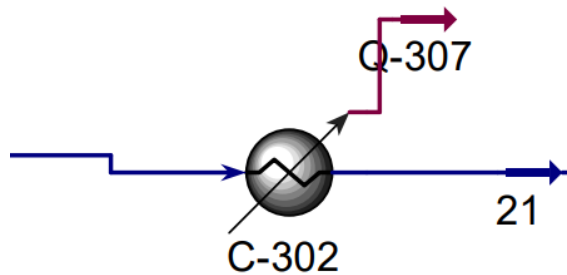
$= 1214313,03 \text{ kJ/Jam}$

Tabel B.33 Neraca Energi Total Cooler

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar(kJ/Jam)
Q_{masuk}	1207821,731	-

Qkeluar	-	-6491,298951
Qserap	-	1214313,03
Total	1207821,731	1207821,731

B.9 Perhitungan Neraca Energi Pada Cooler (C-302)



Gambar LB.9 Cooler (C-302)

1. Perhitungan Panas Bahan Masuk

Suhu bahan masuk = 99,49 C = 372,64 K

Persamaan yang digunakan $\Delta H = \int_{T_{reff}}^{T_{komponen}} C_p \cdot \partial T$ (B.46)

$Q = n \cdot \Delta H$ (B.47)

Tabel LB.34 Panas bahan masuk Cooler

Komponen	M (Kg/Jam)	n(Kmol/Jam)	$\Delta H(Kj/KmolK)$	Q(Kj/Jam)
C7H8	0,1766	0,0019	7478,206775	14,20859287
CH3OH	4,6207	0,1442	3721,707874	536,6702754
C8H10	0,0011	0	2875,713099	0
H2O	3278,7157	181,9982	6721,223963	1223250,663
Total				1223801,542

2. Menghitung Panas Bahan Keluar Cooler

Suhu bahan Keluar = 27 C = 300,15 K

Persamaan yang digunakan $\Delta H = \int_{T_{reff}}^{T_{komponen}} C_p \cdot \partial T$ (B.48)

$Q = n \cdot \Delta H$ (B.49)

Tabel LB.35 Panas bahan keluar Cooler

Komponen	M (Kg/Jam)	n(Kmol/Jam)	$\Delta H(Kj/KmolK)$	Q(Kj/Jam)
C7H8	0,1766	0,0019	168,4353519	0,320027169
CH3OH	4,6207	0,1442	80,92218157	11,66897858
C8H10	0,0011	0	-19,04879472	0
H2O	3278,7157	181,9982	184,0255334	33492,31583
Total				33504,30484

3. Menghitung Panas Yang diberikan

Panas masuk = Panas keluar

$Q_{masuk} = Q_{keluar} + Q_{serap}$

$Q_{serap} = Q_{masuk} - Q_{keluar}$

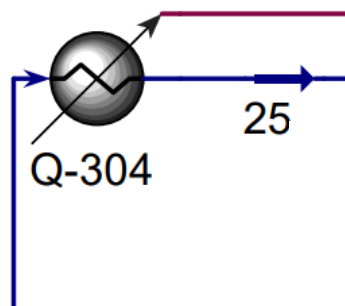
$= 1223801,542 - 33504,30484$

$= 1190297,237 \text{kJ/Jam}$

Tabel LB.36 Neraca Energi Total Cooler

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar(kJ/Jam)
Q_{masuk}	1223801,542	-
Q_{keluar}	-	33504,30484
Q_{serap}	-	1190297,237
Total	1223801,542	1223801,542

B.10 Perhitungan Neraca Energi Pada Cooler (Q-304)

**Gambar LB.10** Cooler (Q-304)

1. Perhitungan Panas Bahan Masuk

Suhu bahan masuk = 24 C = 297,15 K

Persamaan yang digunakan $\Delta H = \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{komponen}}} C_p \cdot \partial T$ (B.50)

$Q = n \cdot \Delta H$ (B.51)

Tabel LB.37 Panas bahan masuk Cooler

Komponen	M (Kg/Jam)	n(Kmol/Jam)	ΔH (Kj/Kmolk)	Q(Kj/Jam)
C7H8	0,0979	0,0011	-83,44417251	-0,09178859
CH3OH	2,5608	0,0799	-39,9964266	-3,195714485
C8H10	0,0006	0	11,79420228	0
H2O	1818,0661	100,9190	-92,07290602	-9291,905603
Total				-9295,193106

2. Menghitung Panas Bahan Keluar Cooler

Suhu bahan Keluar = 1805 C = 2078,15 K

Persamaan yang digunakan $\Delta H = \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{komponen}}} C_p \cdot \partial T$ (B.52)

$Q = n \cdot \Delta H$ (B.53)

Tabel LB.38 Panas bahan keluar Cooler

Komponen	M (Kg/Jam)	n(Kmol/Jam)	ΔH (Kj/Kmolk)	Q(Kj/Jam)
C7H8	0,0979	0,0011	3114890,183	3426,379201
CH3OH	2,5608	0,0799	2292323,301	183156,6317
C8H10	0,0006	0	4878905,388	0
H2O	1818,0661	100,9190	1045747,796	105535821,8
Total				105722404,9

3. Menghitung Panas Yang diberikan

Panas masuk = Panas keluar

$Q_{\text{masuk}} = Q_{\text{keluar}} + Q_{\text{serap}}$

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

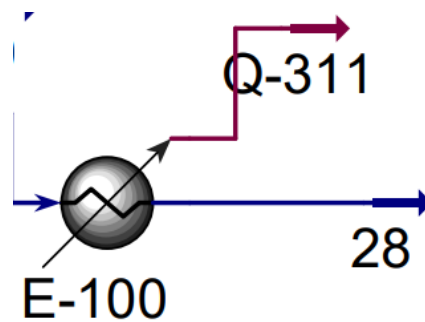
$= (-9295,193106) - 105722404,9$

$= -105731700 \text{ kJ/Jam}$

Tabel LB.39 Neraca Energi Total Cooler

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar(kJ/Jam)
Qmasuk	-9295,193106	-
Qkeluar	-	105722404,9
Qserap	-	-105731700
Total	-9295,193106	-9295,193106

B.11 Perhitungan Neraca Energi Pada *Cooler* (E-101)



Gambar LB.11 *Cooler* (E-100)

1. Perhitungan Panas Bahan Masuk

Suhu bahan masuk = 1132 C = 1405,15 K

Persamaan yang digunakan $\Delta H = \int_{T_{reff}}^{T_{komponen}} C_p \cdot \sigma T \dots\dots\dots (B.38)$

$Q = n \cdot \Delta H \dots\dots\dots (B.39)$

Tabel LB.40 Panas bahan masuk Cooler

Komponen	M (Kg/Jam)	n(Kmol/Jam)	$\Delta H(Kj/Kmolk)$	Q(Kj/Jam)
C7H8	0	0	475551,42	0
CH3OH	3	0,0792	317379,91	25136,48911
C8H10	0	0	622672,8	0
H2O	1800,0638	99,9197	182736,06	18258932,13
Total				18284068,62

2. Menghitung Panas Bahan Keluar Cooler

Suhu bahan Keluar = 28 C = 301,15 K

Persamaan yang digunakan $\Delta H = \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{komponen}}} C_p \cdot \partial T$ (B.40)

$Q = n \cdot \Delta H$ (B.41)

Tabel LB.41 Panas bahan masuk Cooler

Komponen	M (Kg/Jam)	n(Kmol/Jam)	ΔH (Kj/Kmol)	Q(Kj/Jam)
C7H8	0	0	253,42059	0
CH3OH	3	0,0792	121,84384	9,650031943
C8H10	0	0	-26,31896	0
H2O	1800,0638	99,9197	275,97732	27575,57133
Total				27585,22136

3. Menghitung Panas Yang diberikan

Panas masuk = Panas keluar

$Q_{\text{masuk}} = Q_{\text{keluar}} + Q_{\text{serap}}$

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

$= 18284068,62 - 27585,22136$

$= 18256483,4$

Tabel LB.42 Neraca Energi Total Cooler

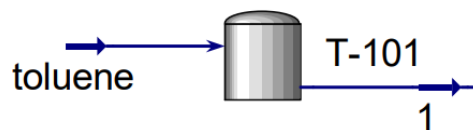
Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar(kJ/Jam)
Q_{masuk}	18284068,62	-
Q_{keluar}	-	27585,22136
Q_{serap}	-	18256483,4
Total	18284068,62	18284068,62

LAMPIRAN C

SPESIFIKASI PERALATAN

C.1 Tangki Penyimpanan Toluene (T-101)

Berfungsi untuk menyimpan bahan baku Toluene. Jenis Tangki ini adalah silinder vertical dengan tutup ellipsoidal pada bagian atas.



Gambar LC.1 Tangki penyimpanan Toluene

1. Data :

Temperatur	= 25 C
Tekanan	= 1 atm
Laju alir, W	= 16470,2056 Kg/Jam
Densitas, ρ	= 864,5 Kg/m ³
Lama persediaan, t	= 7 hari
Jumlah tangka	= 1 unit

2. Kapasitas Tangki, V_t :

$$V = \frac{W \times t \times 24 \frac{\text{Jam}}{\text{Jam}}}{\rho}$$

$$V = \frac{16470,2056 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 7 \text{ hari} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}}}{864,5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$V = 3200,6877 \text{ m}^3$$

$$= 113031,3271 \text{ ft}^3$$

Safety Factor = 20%, maka

$$V_t = (1,2) \times 3200,6877 \text{ m}^3$$

$$= 3840,8253 \text{ m}^3$$

$$= 135637,5925 \text{ ft}^3$$

b. Diameter Tangki, V_t

$$\text{Dimana: } H = \left(\frac{3}{2}\right) \times D_t \dots\dots\dots (C.2)$$

$$h = \left(\frac{1}{4}\right) \times D_t \dots\dots\dots (C.3)$$

(Perry's Chem.Eng, Tabel 6-51)

maka,

$$\begin{aligned} D_t &= \sqrt[3]{\frac{V_t \times 8}{3 \times \pi}} \\ &= \sqrt[3]{\frac{3840,8253 \times 8}{3 \times 3,14}} \\ &= 14,8260 \text{ m} \\ &= 48,64160898 \text{ ft} \end{aligned}$$

c. Volume Ellipsoidal:

Volume total = volume silinder + volume ellipsoidal head

$$V_t = V_s + V_e \dots\dots\dots (C.4)$$

$$= \left(\frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times H\right) + \left(\frac{\pi}{12} \times D_t^3\right) \dots\dots\dots (C.5)$$

$$V_e = \pi/24 \times D_t^3 \dots\dots\dots (C.6)$$

$$= 0,13 \times (14,8260)^3 \text{ m}$$

$$= 3258,8821 \text{ m}^3$$

$$= 115086,4421 \text{ ft}^3$$

c. Volume Silinder, V_s :

$$V_s = V_t - V_e \dots\dots\dots (C.7)$$

$$= (3840,8253 - 3258,8821) \text{ m}^3$$

$$= 581,9432 \text{ m}^3$$

$$= 20551,15038 \text{ ft}^3$$

d. Tinggi Tangki Total, H_t :

$$\text{Tinggi silinder, } H = (3/2) \times D_t \dots\dots\dots (C.8)$$

$$= (3/2) \times (14,8260) \text{ m}$$

$$= 22,2389 \text{ m}$$

$$= 72,96241347 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi ellipsoidal, } h &= (1/4) \times Dt \\ &= (1/4) \times 14,8260 \text{ m} \\ &= 3,7065 \text{ m} \\ &= 12,16041225 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, } H_t &= H + h \\ &= (22,2389 + 3,7065) \text{ m} \\ &= 25,9454 \text{ m} \\ &= 85,12281572 \text{ ft} \end{aligned}$$

e. Tebal Dinding Tangki, t:

$$t = \frac{P \times D}{2 \times SE - 0,2 \times P} + C \dots\dots\dots (C.9)$$

(Peter Timmerhaus, Tabel 14-4)

Dimana,

(P) tekanan desain = 34,04 psi = 1 atm

(D) diameter tangki = 14,8260 m = 48,64160898 ft

(S) *Working stress* yang diizinkan = 13.700 psi = 932,226 atm
(Brownell & Young, 1959, App.D)

E = Effisiensi pengelasan = 0,85 (Brownell & Young, 1959, Tab 13.2)

C = Korosi yang diizinkan = 0,0032 m (Brownell & Young, 1959)

Maka,

$$t = \frac{1 \text{ atm} \times 14,8260 \text{ m}}{(2 \times 932,226 \times 0,85) - (0,2 \times 1)} + 0,0032 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} t &= 0,0249 \text{ m} \\ &= 0,298496384 \text{ in} \end{aligned}$$

$$OD = 1t + D \dots\dots\dots (C.10)$$

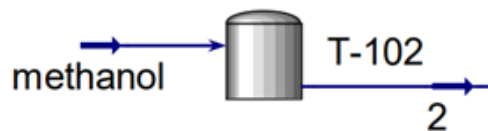
$$\begin{aligned} &= 1 (0,0249) + 14,8260 \text{ m} \\ &= 14,8508 \text{ m} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan spesifikasi tangki penyimpanan bahan baku Toluena (T-101)), maka digunakan tangki sebanyak 1 unit dengan perincian masing-masing tangki sebagai berikut.

Diameter tangki	= 14,8260 m
Volume tangki	= 581,9432 m ³
Tinggi Shell (H)	= 22,2389 m
Tinggi ellipsiodal (h)	= 3,7065 m
Tinggi total (Htotal)	= 25,9454 m
Tebal dinding tangki (t)	= 0,0249 m

C.2 Tangki Penyimpanan Metanol (T-102)

Berfungsi untuk menyimpan bahan baku Metanol. Jenis Tangki ini adalah silinder vertical dengan tutup ellipsoidal pada bagian atas



Gambar LC.2 Tangki penyimpanan Metanol

1. Data :

Temperatur	= 25 C
Tekanan	= 1 atm
Laju alir, W	= 5796,0465 Kg/Jam
Densitas, ρ	= 787 Kg/m ³
Lama persediaan, t	= 7 hari
Jumlah tangka	= 1 unit

2. Kapasitas Tangki, Vt :

$$V = \frac{W \times t \times 24 \frac{\text{Jam}}{\text{Jam}}}{\rho}$$

$$V = \frac{5796,0465 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 7 \text{ hari} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}}}{787 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$V = 1237,2755 \text{ m}^3$$

$$= 43694,01251 \text{ ft}^3$$

Safety Factor = 20%, maka

$$\begin{aligned} V_t &= (1,2) \times 5796,0465 \text{ m}^3 \\ &= 1484,7306 \text{ m}^3 \\ &= 52432,81501 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

b. Diameter Tangki, V_t

$$\text{Dimana: } H = \left(\frac{3}{2}\right) \times D_t \dots\dots\dots (C.2)$$

$$h = \left(\frac{1}{4}\right) \times D_t \dots\dots\dots (C.3)$$

(Perry's Chem.Eng, Tabel 6-51)

maka,

$$\begin{aligned} D_t &= \sqrt[3]{\frac{V_t \times 8}{3 \times \pi}} \\ &= \sqrt[3]{\frac{1484,7306 \times 8}{3 \times 3,14}} \\ &= 10,8002 \text{ m} \\ &= 35,43362893 \text{ ft} \end{aligned}$$

c. Volume Ellipsoidal:

Volume total = volume silinder + volume ellipsoidal head

$$V_t = V_s + V_e \dots\dots\dots (C.4)$$

$$= \left(\frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times H\right) + \left(\frac{\pi}{12} \times D_t^3\right) \dots\dots\dots (C.5)$$

$$V_e = \pi/24 \times D_t^3 \dots\dots\dots (C.6)$$

$$\begin{aligned} &= 0,13 \times (10,8002)^3 \text{ m} \\ &= 164,9701 \text{ m}^3 \\ &= 5825,868334 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

c. Volume Silinder, V_s :

$$V_s = V_t - V_e \dots\dots\dots (C.7)$$

$$\begin{aligned} &= (1484,7306 - 164,9701) \text{ m}^3 \\ &= 1649,7006 \text{ m}^3 \\ &= 58258,68334 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

d. Tinggi Tangki Total, H_t :

$$\text{Tinggi silinder, } H = (3/2) \times Dt \dots\dots\dots (C.8)$$

$$= (3/2) \times (10,8002) \text{ m}$$

$$= 16,2003 \text{ m}$$

$$= 53,1504434 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi ellipsoidal, } h = (1/4) \times Dt$$

$$= (1/4) \times 10,8002 \text{ m}$$

$$= 2,7000 \text{ m}$$

$$= 8,858407234 \text{ ft}$$

$$\text{Maka, } H_t = H + h$$

$$= (16,2003 + 2,7000) \text{ m}$$

$$= 18,9003 \text{ m}$$

$$= 62,00885063 \text{ ft}$$

e. Tebal Dinding Tangki, t :

$$t = \frac{P \times D}{2 \times SE - 0,2 \times P} + C \dots\dots\dots (C.9)$$

(Peter Timmerhaus, Tabel 14-4)

Dimana,

$$(P) \text{ tekanan desain} = 26,39 \text{ psi} = 1 \text{ atm}$$

$$(D) \text{ diameter tangki} = 10,8002 \text{ m} = 35,43362893 \text{ ft}$$

$$(S) \text{ Working stress yang diizinkan} = 13.700 \text{ psi} = 932,226 \text{ atm}$$

(Brownell & Young, 1959, App.D)

$$E = \text{Effisiensi pengelasan} = 0,85 \text{ (Brownell \& Young, 1959, Tab 13.2)}$$

$$C = \text{Korosi yang diizinkan} = 0,0032 \text{ m (Brownell \& Young, 1959)}$$

Maka,

$$t = \frac{1 \text{ atm} \times 10,8002 \text{ m}}{(2 \times 932,226 \times 0,85) - (0,2 \times 1)} + 0,0032 \text{ m}$$

$$t = 0,0154 \text{ m}$$

$$= 0,607816983 \text{ in}$$

$$OD = 1t + D \dots\dots\dots (C.10)$$

$$= 1 (0,0249) + 14,8260 \text{ m}$$

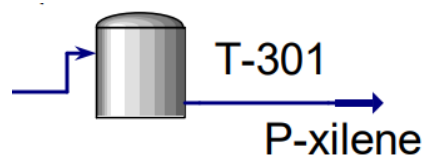
$$= 10,8156 \text{ m}$$

Berdasarkan perhitungan spesifikasi tangki penyimpanan bahan baku Metanol (T-102), maka digunakan tangki sebanyak 1 unit dengan perincian masing-masing tangki sebagai berikut.

Diameter tangki	= 10,8002 m
Volume tangki	= 1649,7006 m ³
Tinggi Shell (H)	= 16,2003 m
Tinggi ellipsiodal (h)	= 2,7000 m
Tinggi total (Htotal)	= 18,9003 m
Tebal dinding tangki (t)	= 0,0154 m

C.3 Tangki Penyimpanan Produk Paraxylene (T-103)

Berfungsi untuk menyimpan Produk Paraxylene. Jenis Tangki ini adalah silinder vertical dengan tutup ellipsiodal pada bagian atas



Gambar LC.3 Tangki penyimpanan Paraxylene

1. Data :

Temperatur	= 30 C
Tekanan	= 1 atm
Laju alir, W	= 18938,2832 Kg/Jam
Densitas, ρ	= 853,8 Kg/m ³
Lama persediaan, t	= 7 hari
Jumlah tangka	= 1 unit

2. Kapasitas Tangki, Vt :

$$V = \frac{W \times t \times 24 \frac{\text{Jam}}{\text{Jam}}}{\rho}$$

$$V = \frac{18938,2832 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 7 \text{ hari} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}}}{853,8 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$V = 3726,4366 \text{ m}^3$$

$$= 131597,991 \text{ ft}^3$$

Safety Factor = 20%, maka

$$V_t = (1,2) \times 3726,4366 \text{ m}^3$$

$$= 4471,7239 \text{ m}^3$$

$$= 157917,5891 \text{ ft}^3$$

b. Diameter Tangki, V_t

Dimana: $H = \left(\frac{3}{2}\right) \times D_t \dots\dots\dots (C.2)$

$h = \left(\frac{1}{4}\right) \times D_t \dots\dots\dots (C.3)$

(Perry's Chem.Eng, Tabel 6-51)

maka,

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{V_t \times 8}{3 \times \pi}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{1484,7306 \times 8}{3 \times 3,14}}$$

$$= 15,5970 \text{ m}$$

$$= 51,17109884 \text{ ft}$$

c. Volume Ellipsoidal:

Volume total = volume silinder + volume ellipsoidal head

$V_t = V_s + V_e \dots\dots\dots (C.4)$

$= \left(\frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times H\right) + \left(\frac{\pi}{12} \times D_t^3\right) \dots\dots\dots (C.5)$

$V_e = \pi/24 \times D_t^3 \dots\dots\dots (C.6)$

$$= 0,13 \times (15,5970)^3 \text{ m}$$

$$= 496,8582 \text{ m}^3$$

$$= 17546,39879 \text{ ft}^3$$

c. Volume Silinder, V_s :

$$\begin{aligned} V_s &= V_t - V_e \dots\dots\dots (C.7) \\ &= (4471,7239 - 496,8582) \text{ m}^3 \\ &= 4968,5821 \text{ m}^3 \\ &= 175463,9879 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

d. Tinggi Tangki Total, H_t :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi silinder, H} &= (3/2) \times D_t \dots\dots\dots (C.8) \\ &= (3/2) \times (15,5970) \text{ m} \\ &= 23,3954 \text{ m} \\ &= 76,75664826 \text{ ft} \\ \text{Tinggi ellipsoidal, h} &= (1/4) \times D_t \\ &= (1/4) \times 10,8002 \text{ m} \\ &= 3,8992 \text{ m} \\ &= 12,79277471 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, } H_t &= H + h \\ &= (23,3954 + 3,8992) \text{ m} \\ &= 27,2947 \text{ m} \\ &= 89,54942297 \text{ ft} \end{aligned}$$

e. Tebal Dinding Tangki, t :

$$t = \frac{P \times D}{2 \times SE - 0,2 \times P} + C \dots\dots\dots (C.9)$$

(Peter Timmerhaus, Tabel 14-4)

Dimana,

(P) tekanan desain = 35,07 psi = 1 atm

(D) diameter tangki = 15,5970 m = 51,17109884 ft

(S) *Working stress* yang diizinkan = 13.700 psi = 932,226 atm

(Brownell & Young, 1959, App.D)

E = Effisiensi pengelasan = 0,85 (Brownell & Young, 1959, Tab 13.2)

C = Korosi yang diizinkan = 0,0032 m (Brownell & Young, 1959)

Maka,

$$t = \frac{1 \text{ atm} \times 15,5970 \text{ m}}{(2 \times 932,226 \times 0,85) - (0,2 \times 1)} + 0,0032 \text{ m}$$

$$t = 0,0267 \text{ m}$$

$$= 1,051022176 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1t + D \dots\dots\dots (C.10)$$

$$= 1(0,0249) + 14,8260 \text{ m}$$

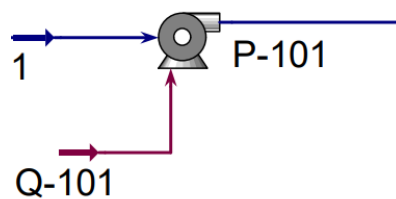
$$= 15,6236 \text{ m}$$

Berdasarkan perhitungan spesifikasi tangki penyimpanan bahan baku Metanol (), maka digunakan tangki sebanyak 1 unit dengan perincian masing-masing tangki sebagai berikut.

Diameter tangki	= 15,5970 m
Volume tangki	= 1649,7006 m ³
Tinggi Shell (H)	= 23,3954 m
Tinggi elipsoidal (h)	= 3,8992 m
Tinggi total (Htotal)	= 27,2947 m
Tebal dinding tangki (t)	= 0,0267 m

C.4 POMPA (P-101)

Fungsi : Untuk mengalirkan bahan baku Toluena dari tanki T-101 menuju Mixer



Gambar LC.4 Pompa (P-101)

Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>	
Kondisi operasi	- Tekanan	= 1 atm
	- Suhu	= 35,00°C
	- Laju alir massa	= 16470,2056 kg/jam = 36310,5447 lb/jam

- = 10,0863 lb/det
- Densitas = 864,5 kg/m³ (53,9448 lb/ft³)
- Viskositas = 0,5493 cP (0,0004 lb/ft.s)

Suction:

- T1 = 25,00°C
- P1 = 1 atm
= 101,35 kPa
- Fv = 16470,2056 kg/jam
= 36310,5447 lb/jam

Discharge:

- T2 = 31,20254966 °C
- P2 = 33,61 atm
= 3406,3735 kPa
- Fv = 16470,2056 kg/jam
= 36310,5447 lb/jam

a. Menghitung Debit Cairan

Diambil *over design* = 10%

- FV *design* = 1,10 x 16470,2056 kg/jam
= 18117,2262 kg/jam
= 5,032562822 kg/detik

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{FV \text{ design}}{\rho} \dots\dots\dots (C.44) \\
 &= \frac{18117,2262}{864,5} \\
 &= 9,5101265 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 335,8475 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0933 \text{ ft}^3/\text{det}
 \end{aligned}$$

b. Menghitung Diameter Pipa

Diameter pipa optimum dihitung berdasarkan material pipa yang digunakan, karena fluida yang ditangani bersifat korosif digunakan material *commercial steel*.

Diameter pipa optimum untuk material *commercial steel* dihitung dengan persamaan (Coulson, 1993, pers. 5.14):

$$Q = \frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{36310,5447 \text{ lb/jam}}{53,9448 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 673,1055573 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,186973916 \text{ ft}^3/\text{det}$$

Asumsi aliran fluida adalah turbulen, maka digunakan:

$$ID_{opt} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

$$= 3,9 \times (0,0933)^{0,45} \times (53,9448 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$$

$$= 2,2524 \text{ in}$$

Dari Appendix A.5-1(Geankoplis1993),

Tabel LC.1 pipa *commercial steel* dengan ukuran

Karakteristik	In	Meter
NPS	4	0,1016
Sch	80	2,032
OD	4,5	0,1143
ID	3,826	0,09718
A	1,002	

c. Menentukan Bilangan Reynold (Nre)

Bilangan reynold (Nre) dapat dihitung dengan persamaan (Geankoplis,1993).

$$Nre = \frac{\rho \times ID \times v}{\mu} \dots\dots\dots(C.45)$$

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0933 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}}{1,002 \text{ ft}^2}$$

$$= 0,0931 \text{ ft/det}$$

$$= 0,0284 \text{ m/s}$$

$$Nre = \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \dots\dots\dots(C.47)$$

$$= \frac{53,9448 \text{ lb/ft}^3 \times 0,0931 \text{ f/det} \times 0,3188 \text{ f}}{0,0004 \text{ lb/ft.det}}$$

$$= 4333,37 > 4000 \text{ (aliran turbulen)} \alpha = 1$$

d. Menghitung Panjang Equivalent

Faktor koreksi, $\alpha = 1$

Diameter pipa = 0,1143 m

Roughness, ϵ = 0,000046 (untuk pipa *commercial steel*)

$\epsilon/D = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,1143 \text{ m}}$ (Geankoplis fig. 2.10-3, hal 99)

= 0,00040 m

Dari gambar 2.10-3, Geankoplis 1993, diperoleh $f = 0,004$

Tabel LC. 2 Untuk panjang equivalent, dari gambar 127 Brownell 1950 diperoleh:

Komponen	Jumlah	Le(ft)	Le(in)	Total (m)
Pipa lurus	4	98,42	30,01	30,01
<i>Standard elbow (90C)</i>	4	2,9167	35	2,92
<i>Globe valve</i>	1	0,7500	9	7,62
<i>Gate valve fully open</i>	1	25	300	0,36
Total panjang equivalent				40,93

e. Menghitung Friction Loss

1. *Contraction loss pada tank exit:*

$$H_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \frac{v^2}{2 \times g_c}$$

$$= 0,55 \times (1-0) \times \frac{(0,0931)^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,257301313 \text{ ft lbf/lbm}$$

2. Friksi pada pipa lurus

Nre = 4333,37

ID = 0,09718 ft

f = 0,0057

$F_f = 4f \frac{\Delta L}{ID} \frac{v^2}{2g_c} \dots\dots\dots (C.48)$

= 4 (0,0057) $\frac{98,42}{0,2057} \frac{0,0931^2}{x (32,174)}$

= 5,1024 ft lbf/lbm

3. Friksi pada sambungan (elbow)

Jumlah elbow = 4

$$K_f = 0,75 \text{ (table 2.10-1, Geankoplis)}$$

$$H_f = \sum K_f \left[\frac{V^2}{2g_c} \right] \dots\dots\dots(C.49)$$

$$= 4 (0,75) \frac{15,2757^2}{2 (32,174)} = 10,8790412 \text{ lbf/lbm}$$

4. Friksi karena pipa tee

$$\text{Jumlah tee} = 0$$

$$K_f = 0,75$$

$$H_f = \sum K_f \left[\frac{V^2}{2g} \right]$$

$$= 1,40346 \text{ ft lbf/lbm}$$

5. Friksi karena ekspansi

$$K_{ex} = \left[1 - \frac{A_2}{A_1} \right]^2$$

A_2 = luas penampang yang lebih kecil

A_1 = luas penampang yang lebih besar

$$A_2/A_1 = 0$$

$$K_{ex} = 0,1$$

$$H_e = K_{ex} \frac{V^2}{2g_c} \dots\dots\dots(C.50)$$

$$= 1 \frac{15,2757^2}{2(32,174)}$$

$$= 0,46782 \text{ ft lbf/lbm}$$

6. Friksi pada valve

Globe valve wide = 1 $k_f = 9,5$ (table 2.10-, Geankoplis, 1993)

$$H_f = \sum K_f \left[\frac{V^2}{2g_c} \right]$$

$$= ((1 \times 9,5) + (1 \times 0,17)) \times \frac{15,2757^2}{2(32,174)}$$

$$= 10,1378 \text{ ft lbf/lbm}$$

Total friksi $\Sigma F = h_c + F_f + h_f \text{ tee} + h_f, \text{elbow} + h_e + h_f, \text{ valve}$

$$= (1,9944 + 39,5518 + 0 + 10,8790 + 3,6263 + 13,2963)$$

$$= 17,36882 \text{ lbf/lbm}$$

f. Menghitung tenaga pompa yang digunakan

Persamaan neraca energi yang dijelaskan melalui persamaan Bernoulli (pers 2.7-2.8 1993).

$$\left(\Delta z \cdot \frac{g}{g_c}\right) + \left(\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \Sigma F + W_s = 0 \dots\dots\dots(C.51)$$

$$\begin{aligned} ws &= (98,42 \times \frac{32,174}{32,174}) + \left(\frac{15,2757}{2 \times 1}\right) + \left(\frac{21.585,4-10.581,1}{55,0141}\right) + 69,3481 \\ &= 329,7325506 \text{ f lbf/lbm} \end{aligned}$$

Untuk nilai μ diasumsikan, maka $\mu = 80\%$

$$\begin{aligned} (-Ws) &= \frac{484,467926 \text{ f lbf/lbm}}{\mu} \\ &= \frac{484,467926 \text{ f lbf/lbm}}{0,80} \\ &= 412,1656882 \text{ f lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Power (P) &= G (-Ws) \frac{1}{550} \\ &= 27,9452 \text{ lb/s} \times 605,5849 \text{ f lbf/lbm} \times \frac{1}{550} \\ &= 30,7695 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Jadi digunakan pompa dengan daya 30,7695 hp

g. Menghitung NSPH

Cek kavitasi

$$P_v = 0,45 \text{ atm}$$

NPSH (*Net Positive Suction Head*) available :

$$NPSH A = \frac{P_1 - P_v}{\rho g} - H_{suction} - F_{suction}$$

$$\begin{aligned} F_{suction} &= \frac{f \times L \times v^2}{2 \times g \times ID} \dots\dots\dots(C.52) \\ &= \frac{0,0057 \times 30,01 \times 4,5827^2}{2 \times 10 \times 0,06} \\ &= 2,8649 \text{ m} \end{aligned}$$

$$NPSH = \frac{1-0,45}{859,6001 \times 10} - (0,5 - 2,8649)$$

$$NPSH A = 0,8695 \text{ m}$$

NPSH (*Net Postive Suction Head*) Required :

$$\begin{aligned}
 N &= 3.500 \\
 S &= 7.900 \text{ (single suction)} \\
 Q &= 32,69 \text{ gal/menit} \\
 \text{NPSH} &= \left(\frac{N Q^{0,5}}{S} \right)^{4/3} \\
 &= \left(\frac{3500 (32,69)^{0,5}}{7900} \right)^{4/3} \\
 &= 0,12 \text{ m}
 \end{aligned}$$

NPSH A > NPSH R, pompa aman dari kavitasi

Keterangan :

$\text{NPSH}_R = \text{Net Positive Suction Head Required}$

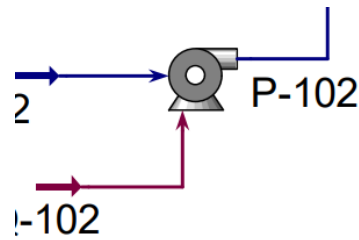
$\text{NPSH}_A = \text{Net Positive Suction Head Available}$

Tabel LC.3 Spesifikasi Pompa (P-101)

Alat	Pompa (P-101)
Fungsi	Untuk mengalirkan bahan baku etilen dari tanki T-101 menuju mixer
Bentuk	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic) AISI tipe 316 Grade C</i>
Kapasitas	53 gpm
Efisiensi Pompa	80 %
Dimensi	<ul style="list-style-type: none"> • NPS = 2,5 in • Sch = 40 in
Power Motor	30,7695 Hp
NPSHA	0,8695 m

C.5 POMPA (P-102)

Fungsi : Untuk mengalirkan bahan baku metanol dari tanki T-102 menuju Mixer



Gambar LC.5 Pompa (P-102)

- Tipe : *Centrifugal pump*
- Kondisi operasi : - Tekanan = 1 atm
 - Suhu = 35,00°C
 - Laju alir massa = 3283,5141 kg/jam
 = 7238,9009 lb/jam
 = 2,0108 lb/det
 - Densitas = 1007 kg/m³ (62,8368 lb/ft³)
 - Viskositas = 0,8904 cP (0,0006 lb/ft.s)

Suction:

- T1 = 25,00°C
 P1 = 1 atm
 = 101,35 kPa
 F_v = 3283,5141 kg/jam
 = 7138,9009 lb/jam

Discharge:

- T2 = 25,09 °C
 P2 = 10 atm
 = 1013,25 kPa
 F_v = 3283,5141 kg/jam
 = 7138,9009 lb/jam

e. Menghitung Debit Cairan

Diambil *over design* = 10%

$$FV_{design} = 1,10 \times 3283,5141 \text{ kg/jam} = 7962,7909 \text{ kg/jam}$$

$$Q = \frac{FV_{design}}{\rho} \dots\dots\dots(C.44)$$

$$= \frac{7962,7909}{864,5}$$

$$\begin{aligned}
 &= 3,5883552 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 126,7218 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0352 \text{ ft}^3/\text{det}
 \end{aligned}$$

f. Menghitung Diameter Pipa

Diameter pipa optimum dihitung berdasarkan material pipa yang digunakan, karena fluida yang ditangani bersifat korosif digunakan material *commercial steel*.

Diameter pipa optimum untuk material *commercial steel* dihitung dengan persamaan (Coulson, 1993, pers. 5.14):

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{7238,9009 \text{ lb/jam}}{62,8368 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 115,2016152 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,032000449 \text{ ft}^3/\text{det}
 \end{aligned}$$

Asumsi aliran fluida adalah turbulen, maka digunakan:

$$\begin{aligned}
 ID_{\text{opt}} &= 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \\
 &= 3,9 \times (0,0352)^{0,45} \times (62 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\
 &= 1,4818 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1(Geankoplis1993),

Tabel LC.4 pipa *commercial steel* dengan ukuran

Karakteristik	In	Meter
NPS	1 ½	
Sch	80	2,032
OD	1,9	0,0381
ID	1,5	0,09718
A	0,393	

g. Menentukan Bilangan Reynold (Nre)

Bilangan reynold (Nre) dapat dihitung dengan persamaan (Geankoplis,1993).

$$Nre = \frac{\rho \times ID \times v}{\mu} \dots\dots\dots(C.45)$$

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{Q}{A} = \frac{0,0933 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}}{1,002 \text{ ft}^2} \\
 &= 0,0896 \text{ ft/det} \\
 &= 0,0284 \text{ m/s} \\
 Nre &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \dots\dots\dots (C.47) \\
 &= \frac{53,9448 \text{ lb/ft}^3 \times 0,0931 \text{ f/det} \times 0,3188 \text{ f}}{0,0004 \text{ lb/ft.det}} \\
 &= 1175,83 > 4000 \text{ (aliran turbulen) } \alpha = 1
 \end{aligned}$$

h. Menghitung Panjang Equivalent

Faktor koreksi, $\alpha = 1$

Diameter pipa = 0,0483 m

Roughness, $\epsilon = 0,000046$ (untuk pipa *commercial steel*)

$$\begin{aligned}
 \epsilon/D &= \frac{0,000046 \text{ m}}{0,1143 \text{ m}} && \text{(Geankoplis fig. 2.10-3, hal 99)} \\
 &= 0,00095 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari gambar 2.10-3, Geankoplis 1993, diperoleh $f = 0,004$

Tabel LC. 5 Untuk panjang equivalent, dari gambar 127 Brownell 1950 diperoleh:

Komponen	Jumlah	Le(ft)	Le(in)	Total (m)
Pipa lurus	4	98,42	30,01	30,01
Standard elbow (90C)	4	2,9167	35	2,92
Globe valve	1	0,7500	9	7,62
Gate valve fully open	1	25	300	0,36
Total panjang equivalent				40,93

e. Menghitung Friction Loss

1. *Contraction loss* pada tank exit:

$$\begin{aligned}
 H_c &= 0,55 \times \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \frac{v^2}{2 \times g_c} \\
 &= 0,55 \times (1-0) \times \frac{(0,0931)^2}{2 \times 32,174} \\
 &= 0,0001 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

2. Friksi pada pipa lurus

$$N_{re} = 4333,37$$

$$ID = 0,09718 \text{ ft}$$

$$f = 0,0057$$

$$F_f = 4f \frac{\Delta L}{ID} \frac{V^2}{2g_c} \dots\dots\dots (C.48)$$

$$= 4 (0,0057) \frac{98,42}{0,2057} \frac{0,0931^2}{2 \times (32,174)}$$

$$= 0,0016 \text{ ft lbf/lbm}$$

3. Friksi pada sambungan (elbow)

$$\text{Jumlah elbow} = 4$$

$$K_f = 0,75 \text{ (table 2.10-1, Geankoplis)}$$

$$H_f = \sum K_f \left[\frac{V^2}{2g_c} \right] \dots\dots\dots (C.49)$$

$$= 4 (0,75) \frac{15,2757^2}{2 (32,174)} = 10,8790412 \text{ lbf/lbm}$$

4. Friksi karena pipa tee

$$\text{Jumlah tee} = 0$$

$$K_f = 0,75$$

$$H_f = \sum K_f \left[\frac{V^2}{2g} \right]$$

$$= 0,0032 \text{ ft lbf/lbm}$$

5. Friksi karena ekspansi

$$K_{ex} = \left[1 - \frac{A_2}{A_1} \right]^2$$

$$A_2 = \text{luas penampang yang lebih kecil}$$

$$A_1 = \text{luas penampang yang lebih besar}$$

$$A_2/A_1 = 0$$

$$K_{ex} = 0,1$$

$$H_e = K_{ex} \frac{V^2}{2g_c} \dots\dots\dots (C.50)$$

$$= 1 \frac{15,2757^2}{2(32,174)}$$

$$= 0,0001 \text{ ft lbf/lbm}$$

6. Friksi pada valve

Globe valve wide =1 kf = 9,5 (table 2.10-, Geankoplis,1993)

$$\begin{aligned}
 H_f &= \Sigma Kf \left[\frac{V^2}{2gc} \right] \\
 &= ((1 \times 9,5) + (1 \times 0,17)) \times \frac{15,2757^2}{2(32,174)} \\
 &= 0,0002 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total friksi } \Sigma F &= h_c + F_f + h_f \text{ tee} + h_f, \text{elbow} + h_e + h_f, \text{ valve} \\
 &= (1,9944 + 39,5518 + 0 + 10,8790 + 3,6263 + 13,2963) \\
 &= 0,0032 \text{ lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

h. Menghitung tenaga pompa yang digunakan

Persamaan neraca energi yang dijelaskan melalui persamaan Bernoulli (pers 2.7-2.8 1993).

$$\left(\frac{\Delta z}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta v^2}{2\alpha} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0 \dots\dots\dots(C.51)$$

$$\begin{aligned}
 w_s &= (98,42 \times \frac{32,174}{32,174}) + \left(\frac{15,2757}{2 \times 1} \right) + \left(\frac{21.585,4 - 10.581,1}{55,0141} \right) + 69,3481 \\
 &= 329,7325506 \text{ f lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Untuk nilai μ diasumsikan, maka $\mu = 80\%$

$$\begin{aligned}
 (-W_s) &= \frac{484,467926 \text{ f lbf/lbm}}{\mu} \\
 &= \frac{484,467926 \text{ f lbf/lbm}}{0,80} \\
 &= 911,1197 \text{ f lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Power (P)} &= G (-W_s) \frac{1}{550} \\
 &= 27,9452 \text{ lb/s} \times 605,5849 \text{ f lbf/lbm} \times \frac{1}{550} \\
 &= 4,8856 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Jadi digunakan pompa dengan daya 4,8856 hp

i. Menghitung NSPH

Cek kavitasi

$$P_v = 0,45 \text{ atm}$$

NPSH (*Net Positive Suction Head*) available :

$$NPSH_A = \frac{P_1 - P_v}{\rho g} - H_{\text{suction}} - F_{\text{suction}}$$

$$F_{\text{suction}} = \frac{f \times L \times v^2}{2 \times g \times ID} \dots\dots\dots(C.52)$$

$$= \frac{0,0057 \times 30,01 \times 4,5827^2}{2 \times 10 \times 0,06}$$

$$= 2,8649 \text{ m}$$

$$NPSH = \frac{1 - 0,45}{859,6001 \times 10} - (0,5 - 2,8649)$$

$$NPSH_A = 0,8695 \text{ m}$$

NPSH (*Net Postive Suction Head*) Required :

$$N = 3.500$$

$$S = 7.900 \text{ (single suction)}$$

$$Q = 32,69 \text{ gal/menit}$$

$$NPSH = \left(\frac{N Q^{0,5}}{S} \right)^{4/3}$$

$$= \left(\frac{3500 (32,69)^{0,5}}{7900} \right)^{4/3}$$

$$= 0,12 \text{ m}$$

NPSH_A > NPSH_R, pompa aman dari kavitasi

Keterangan :

NPSH_R = *Net Positive Suction Head Required*

NPSH_A = *Net Positive Suction Head Available*

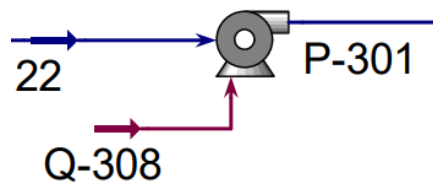
Tabel LC.6 Spesifikasi Pompa (P-102)

Alat	Pompa (P-102)
Fungsi	Untuk mengalirkan bahan baku etilen dari tanki V-100 menuju heater (E-103)
Bentuk	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic) AISI tipe 316 Grade C</i>
Kapasitas	53 gpm
Efisiensi Pompa	80 %

Dimensi	<ul style="list-style-type: none"> • NPS = 2,5 in • Sch = 40 in
Power Motor	4,8856 Hp
NPSHA	3,6446 kW

C.6 POMPA (P-301)

Fungsi : Untuk mengalirkan bahan baku Toluena dari tanki V-100 menuju Mixer



Gambar LC.6 pompa (P-301)

Tipe : *Centrifugal pump*

Kondisi operasi :- Tekanan = 1 atm
 - Suhu = 35,00°C
 - Laju alir massa = 3283,5141 kg/jam
 = 7238,9009 lb/jam
 = 2,0108 lb/det
 - Densitas = 1007 kg/m³ (62,8368 lb/ft³)
 - Viskositas = 0,8904 cP (0,0006 lb/ft.s)

Suction:

T1 = 25,00°C

P1 = 1 atm
 = 101,35 kPa

F_v = 3283,5141 kg/jam
 = 7138,9009 lb/jam

Discharge:

T2 = 25,09 °C

P2 = 10 atm
 = 1013,25 kPa

F_v = 3283,5141 kg/jam
 = 7138,9009 lb/jam

i. Menghitung Debit Cairan

Diambil *over design* = 10%

$$\begin{aligned} \text{FV design} &= 1,10 \times 3283,5141 \text{ kg/jam} \\ &= 7962,7909 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{FV design}}{\rho} \dots\dots\dots (C.44) \\ &= \frac{7962,7909}{864,5} \\ &= 3,5883552 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 126,7218 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0352 \text{ ft}^3/\text{det} \end{aligned}$$

j. Menghitung Diameter Pipa

Diameter pipa optimum dihitung berdasarkan material pipa yang digunakan, karena fluida yang ditangani bersifat korosif digunakan material *commercial steel*.

Diameter pipa optimum untuk material *commercial steel* dihitung dengan persamaan (Coulson, 1993, pers. 5.14):

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{7238,9009 \text{ lb/jam}}{62,8368 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 115,2016152 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,032000449 \text{ ft}^3/\text{det} \end{aligned}$$

Asumsi aliran fluida adalah turbulen, maka digunakan:

$$\begin{aligned} \text{ID}_{\text{opt}} &= 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,0352)^{0,45} \times (62 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 1,4818 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1(Geankoplis1993),

Tabel LC.7 pipa *commercial steel* dengan ukuran

Karakteristik	In	Meter
NPS	1 ½	

Sch	80	2,032
OD	1,9	0,0381
ID	1,5	0,09718
A	0,393	

k. Menentukan Bilangan Reynold (Nre)

Bilangan reynold (Nre) dapat dihitung dengan persamaan (Geankoplis,1993).

$$Nre = \frac{\rho \times ID \times v}{\mu} \dots\dots\dots(C.45)$$

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0933 \frac{ft^3}{s}}{1,002 ft^2}$$

$$= 0,0896 ft/det$$

$$= 0,0284 m/s$$

$$Nre = \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \dots\dots\dots (C.47)$$

$$= \frac{53,9448 lb/ft^3 \times 0,0931 f/det \times 0,3188 f}{0,0004 lb/ft.det}$$

$$= 1175,83 > 4000 \text{ (aliran turbulen) } \alpha = 1$$

l. Menghitung Panjang Equivalent

Faktor koreksi, $\alpha = 1$

Diameter pipa = 0,0483 m

Roughness, $\epsilon = 0,000046$ (untuk pipa *commercial steel*)

$$\epsilon/D = \frac{0,000046 m}{0,1143 m} \quad \text{(Geankoplis fig. 2.10-3, hal 99)}$$

$$= 0,00095 m$$

Dari gambar 2.10-3, Geankoplis 1993, diperoleh $f = 0,004$

Tabel LC. 8 Untuk panjang equivalent, dari gambar 127 Brownell 1950 diperoleh:

Komponen	Jumlah	Le(ft)	Le(in)	Total (m)
Pipa lurus	4	98,42	30,01	30,01
<i>Standard elbow (90C)</i>	4	2,9167	35	2,92
<i>Globe valve</i>	1	0,7500	9	7,62
<i>Gate valve fully open</i>	1	25	300	0,36
Total panjang equivalent				40,93

e. Menghitung Friction Loss

1. *Contraction loss pada tank exit:*

$$\begin{aligned} H_c &= 0,55 \times \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \frac{v^2}{2 \times g_c} \\ &= 0,55 \times (1-0) \times \frac{(0,0931)^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,0001 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

2. Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned} N_{re} &= 4333,37 \\ ID &= 0,09718 \text{ ft} \\ f &= 0,0057 \\ F_f &= 4f \frac{\Delta L}{ID} \frac{v^2}{2g_c} \dots\dots\dots (C.48) \\ &= 4 (0,0057) \frac{98,42}{0,2057} \frac{0,0931^2}{(32,174)} \\ &= 0,0016 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

3. Friksi pada sambungan (elbow)

Jumlah elbow = 4

$$K_f = 0,75 \text{ (table 2.10-1, Geankoplis)}$$

$$\begin{aligned} H_f &= \sum K_f \left[\frac{v^2}{2g_c}\right] \dots\dots\dots (C.49) \\ &= 4 (0,75) \frac{15,2757^2}{2 (32,174)} = 10,8790412 \text{ lbf/lbm} \end{aligned}$$

4. Friksi karena pipa tee

Jumlah tee = 0

$$K_f = 0,75$$

$$\begin{aligned} H_f &= \sum K_f \left[\frac{v^2}{2g_c}\right] \\ &= 0,0032 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

5. Friksi karena ekspansi

$$K_{ex} = \left[1 - \frac{v^2}{2\alpha}\right]^2$$

A₂ = luas penampang yang lebih kecil

A₁ = luas penampang yang lebih besar

$$\begin{aligned}
 A_2/A_1 &= 0 \\
 K_{ex} &= 0.1 \\
 H_e &= K_{ex} \frac{V^2}{2g_c} \dots\dots\dots(C.50) \\
 &= 1 \frac{15,2757^2}{2(32,174)} \\
 &= 0,0001 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

6. Friksi pada valve

Globe valve wide = 1 $k_f = 9,5$ (table 2.10-, Geankoplis,1993)

$$\begin{aligned}
 H_f &= \sum K_f \left[\frac{V^2}{2g_c} \right] \\
 &= ((1 \times 9,5) + (1 \times 0,17)) \times \frac{15,2757^2}{2(32,174)} \\
 &= 0,0002 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total friksi } \Sigma F &= h_c + F_f + h_f \text{ tee} + h_f, \text{elbow} + h_e + h_f, \text{ valve} \\
 &= (1,9944 + 39,5518 + 0 + 10,8790 + 3,6263 + 13,2963) \\
 &= 0,0032 \text{ lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

j. Menghitung tenaga pompa yang digunakan

Persamaan neraca energi yang dijelaskan melalui persamaan Bernoulli (pers 2.7-2.8 1993).

$$\left(\Delta z \frac{g}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta v^2}{2 \alpha} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0 \dots\dots\dots(C.51)$$

$$\begin{aligned}
 w_s &= (98,42 \times \frac{32,174}{32,174}) + \left(\frac{15,2757}{2 \times 1} \right) + \left(\frac{21.585,4 - 10.581,1}{55,0141} \right) + 69,3481 \\
 &= 329,7325506 \text{ f lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Untuk nilai μ diasumsikan, maka $\mu = 80\%$

$$\begin{aligned}
 (-W_s) &= \frac{484,467926 \text{ f lbf/lbm}}{\mu} \\
 &= \frac{484,467926 \text{ f lbf/lbm}}{0,80} \\
 &= 911,1197 \text{ f lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\text{Power (P)} = G (-W_s) \frac{1}{550}$$

$$= 27,9452 \text{ lb/s} \times 605,5849 \text{ f lbf/lbm} \times \frac{1}{550}$$

$$= 4,8856 \text{ Hp}$$

Jadi digunakan pompa dengan daya 4,8856 hp

k. Menghitung NSPH

Cek kavitasi

$P_v = 0,45 \text{ atm}$

NPSH (*Net Positive Suction Head*) available :

$$\text{NPSH}_A = \frac{P_1 - P_v}{\rho g} - H_{\text{suction}} - F_{\text{suction}}$$

$$F_{\text{suction}} = \frac{f \times L \times v^2}{2 \times g \times ID} \dots\dots\dots(C.52)$$

$$= \frac{0,0057 \times 30,01 \times 4,5827^2}{2 \times 10 \times 0,06}$$

$$= 2,8649 \text{ m}$$

$$\text{NPSH} = \frac{1 - 0,45}{859,6001 \times 10} - (0,5 - 2,8649)$$

$$\text{NPSH}_A = 0,8695 \text{ m}$$

NPSH (*Net Positive Suction Head*) Required :

$N = 3.500$

$S = 7.900 \text{ (single suction)}$

$Q = 32,69 \text{ gal/menit}$

$$\text{NPSH} = \left(\frac{N Q^{0,5}}{S} \right)^{4/3}$$

$$= \left(\frac{3500 (32,69)^{0,5}}{7900} \right)^{4/3}$$

$$= 0,12 \text{ m}$$

$\text{NPSH}_A > \text{NPSH}_R$, pompa aman dari kavitasi

Keterangan :

$\text{NPSH}_R = \text{Net Positive Suction Head Required}$

$\text{NPSH}_A = \text{Net Positive Suction Head Available}$

Tabel LC.3 Spesifikasi Pompa (P-103)

Alat	Pompa (P-103)
------	----------------

Fungsi	Untuk mengalirkan bahan baku etilen dari tanki V-100 menuju heater (E-103)
Bentuk	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic) AISI tipe 316 Grade C</i>
Kapasitas	53 gpm
Efisiensi Pompa	80 %
Dimensi	<ul style="list-style-type: none"> • NPS = 2,5 in • Sch = 40 in
Power Motor	4,8856 Hp
NPSHA	3,6446 kW

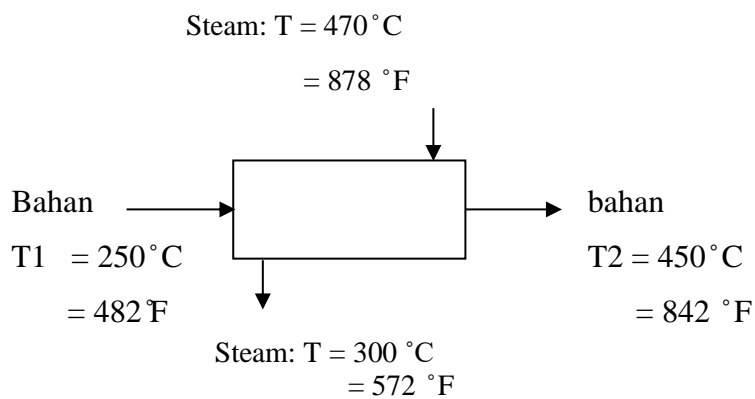
C.7 HEATER (H-101)

Fungsi : Menaikkan suhu bahan baku sebelum ke reaktor

Tipe : 4-8 *shell and tube heat exchanger*

Dasar Pemilihan : Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang besar

Diagram suhu:



Perhitungan :

Dari neraca massa dan neraca energi diperoleh :

Laju alir masuk umpan = 38033,3726 kg/jam x 2,205 = 83863,5865 lb/jam

Panas yang dibutuhkan (Q) = 290589,04 kJ/jam = 2754253,88 Btu/jam

Steam yang digunakan = 3242,7181 kg/jam = 7150,1934 lb/jam

Fluida Panas		Selisih	Fluida Dingin		Selisih
878	T1	S. tinggi	842	t2	36
572	T2	S.rendah	482	t1	90
306	T1-T2	Selisih	360	t2-t1	-54

$$LMTD = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} \dots\dots\dots (C.73)$$

$$= \frac{-190}{\ln \frac{126}{316}}$$

$$= 58,9333 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \dots\dots\dots (C.74)$$

$$= \frac{134,38}{324}$$

$$= 0,85 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \dots\dots\dots (C.75)$$

$$= \frac{324 \text{ } ^\circ\text{F}}{212 \text{ } ^\circ\text{F} - -238 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$= 0,9091 \text{ } ^\circ\text{F}$$

T_c dan t_c

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} \dots\dots\dots (C.76)$$

$$= \frac{212 + 77,61}{2}$$

$$= 725 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} \dots\dots\dots (C.77)$$

$$= \frac{-238 + 86}{2}$$

$$= 662 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dari Gambar 19 (Kern, 1965), diperoleh nilai F_T = 0,98 maka,

$$\Delta t = F_T \cdot LMTD \dots\dots\dots (C.78)$$

$$= 0,9 \times 5,1988 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$= 32,7610 \text{ } ^\circ\text{F}$$

dipilih pipa ukuran $\frac{3}{4}$ in OD; 16 BWG; 16 ft; 1-in square pitch

$$a = 0,19 \text{ ft}^2$$

$$\text{Asumsi : } U_D = 60 \text{ Btu/j Ft}^2 \text{ F} \quad (\text{kern ; tabel 8 hal. 840})$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta T} \dots\dots\dots (C.79) \\ &= \frac{-3.018.461,41}{100 \times 5,776} = 1401,1853 \text{ Ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A}{L \times a} \dots\dots\dots (C.80) \\ &= \frac{-5225,44}{16 \times 0,19} \\ &= 446 \text{ buah} \end{aligned}$$

Digunakan $N_t = 446$ [Kern; Tabel 9 hal. 841]

<i>Tube passes</i>	3/4
ID <i>shell</i>	29 in
Pitch	1 in <i>square</i>

$$\begin{aligned} A \text{ baru} &= N_t \times L \times a \dots\dots\dots (C.81) \\ &= 42 \times 16 \times 0,19 \\ &= 1401,1853 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_D \text{ baru} &= \frac{Q}{A \text{ baru} \times \Delta T} \dots\dots\dots (C.82) \\ &= \frac{-3.018.461,41}{206,073 \text{ ft}^2 \times 5,776} \\ &= 60 \text{ Btu/j Ft}^2 \text{ F} \end{aligned}$$

Tabel LC.10 Spesifikasi *Heater* (HE-101)

Alat	<i>Heater</i> (HE-101)
Fungsi	Memanaskan Benzena dari Suhu -150°C ke 30°C
Bentuk	1 – 2 <i>shell and tube heat exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA-51670</i>
Jumlah Passes	Shell Side = 8 Passes Tube Side = 4 Passes
Dimensi	ID Shell = 29 In

	Number Length = 16'0"
	OD, BWG tube = ¾ in ,16
	ID tube = 0,62 in
Pitch	1 in square
Jumlah	1 unit

C.8 COOLER (C-302)

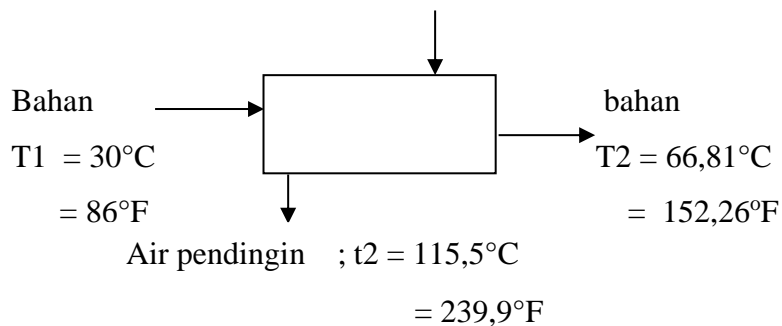
Fungsi : Menurunkan temperatur keluaran kompresor dari 135,2 °C ke 6 °C menuju pompa

Tipe : 1-2 *shell and tube heat exchanger*

Dasar Pemilihan : Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang kecil

Air pendingin ; $t_1 = 144,8 \text{ } ^\circ\text{C}$

= 292,64 °F



Perhitungan :

Dari neraca massa dan neraca energi diperoleh :

Laju alir masuk umpan = 2016,0000 kg/jam x 2,205 = 4445,280 lb/jam

Panas yang dibutuhkan (Q) = 61007,9363 Kj/jam = 57824,36 Btu/jam

Air pendingin = 14412,0804 kg/jam = 31778,6372 lb/jam

Fluida Panas		Selisih	Fluida Dingin		Selisih
292,6	T1	S. tinggi	151,26	t2	140
239,9	T2	S.rendah	86,0	t1	153

52,74	T1-T2	Selisih	66,26	t2-t1	-13,52
-------	-------	---------	-------	-------	--------

$$LMTD = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{2.3 \times \log \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} \dots\dots\dots (C.53)$$

$$= \frac{-2}{2.3 \times \log \frac{-543}{-541}}$$

$$= 147,0374^\circ F$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \dots\dots\dots (C.54)$$

$$= \frac{-143}{-140}$$

$$= 0,80^\circ F$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \dots\dots\dots (C.55)$$

$$= \frac{-140,9^\circ F}{655,7^\circ F - 1339,3^\circ F}$$

$$= 0,3206^\circ F$$

T_c dan t_c

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} \dots\dots\dots (C.56)$$

$$= \frac{655,7 + 798,6}{2}$$

$$= 266,27^\circ F$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} \dots\dots\dots (C.57)$$

$$= \frac{1339,3 + 1198,4}{2}$$

$$= 119,13^\circ F$$

Dari Gambar 19 (Kern, 1965), diperoleh nilai F_T = 0,99 maka,

$$\Delta t = F_T \cdot LMTD \dots\dots\dots (C.58)$$

$$\Delta t = 0,99 \times -55502,6210^\circ F$$

$$= 147,0374^\circ F$$

Dipilih pipa ukuran 1 ¹/₄ in OD; 16 BWG; 16 ft; 1 ⁹/₁₆-in triangular pitch

$$a = 0,9 \text{ ft}^2$$

Asumsi : U_D = 100 Btu/j Ft² F (kern ; tabel 8 hal. 840)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} \dots\dots\dots (C.59)$$

$$= \frac{-24187832,15}{100 \times -61669,57}$$

$$\begin{aligned}
 &= 5,2435 \text{ Ft}^2 \\
 Nt &= \frac{A}{L \times a} \dots\dots\dots (C.60) \\
 &= \frac{3,9222}{14 \times 0,9} \\
 &= 25 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Digunakan Nt = 25 [Kern; Tabel 9 hal. 841]

<i>Tube passes</i>	3/4
ID <i>shell</i>	15 1/4 in
Pitch	1 in <i>triangle</i>

$$\begin{aligned}
 A \text{ baru} &= Nt \times L \times a \dots\dots\dots (C.61) \\
 &= 46 \times 14 \times 0,9 \\
 &= 78,6526 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 UD \text{ baru} &= \frac{Q}{A \text{ baru} \times \Delta T} \dots\dots\dots (C.62) \\
 &= \frac{-24187832,15}{225,6990 \times -61669,57} \\
 &= 5 \text{ Btu/j Ft}^2 \text{ F}
 \end{aligned}$$

Tabel LC.11 Spesifikasi COOLER (E-301)

Alat	Cooler (E-301)
Fungsi	Menurunkan temperatur keluaran kompresor (K-100) dari 726°C ke 648°C menuju reaktor (CRV-100)
Bentuk	2 – 4 <i>shell and tube heat exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA-51670</i>
Jumlah Passes	Shell Side = 2 Passes Tube Side = 4 Passes
Dimensi	ID Shell = 15 1/4 In Number Length = 14'0" OD, BWG tube = 3/4 in ,16 ID tube = 0,62 in
Pitch	1 in triangular pitch

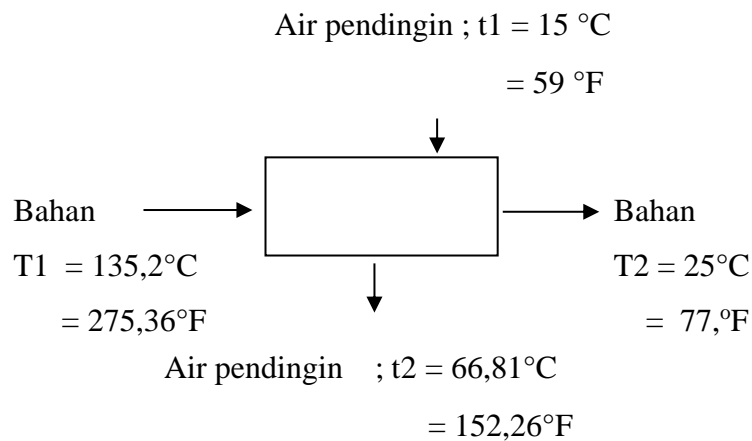
Jumlah	1 unit
--------	--------

C.9 COOLER (C-301)

Fungsi : Menurunkan temperatur keluaran kompresor (K-100) dari 726°C ke 648°C menuju reaktor (CRV-100)

Tipe : 1-2 shell and tube heat exchanger

Dasar Pemilihan : Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang kecil



Perhitungan :

Dari neraca massa dan neraca energi diperoleh :

Laju alir masuk umpan = 2016,0000 kg/jam x 2,205 = 4445,280 lb/jam

Panas yang dibutuhkan (Q) = 55233,07 Kj/jam = 52350,84 Btu/jam

Air pendingin = 14412,0804 kg/jam = 31778,6372 lb/jam

Fluida Panas		Selisih	Fluida Dingin		Selisih
175,4	T1	S. tinggi	151,26	t2	123,1
70	T2	S.rendah	59,0	t1	18,0
189,36	T1-T2	Selisih	93,26	t2-t1	105,10

$$\begin{aligned}
 \text{LMTD} &= \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{2.3 \times \log \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} \dots\dots\dots (C.53) \\
 &= \frac{-2}{2.3 \times \log \frac{-543}{-541}} \\
 &= 54,6654^\circ \text{ F}
 \end{aligned}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \dots\dots\dots (C.54)$$

$$= \frac{-143}{-140}$$

$$= 2,13 \text{ } ^\circ \text{ F}$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \dots\dots\dots (C.55)$$

$$= \frac{-140,9^\circ \text{ F}}{655,7 \text{ } ^\circ \text{ F} - 1339,3 \text{ } ^\circ \text{ F}}$$

$$= 0,4310 \text{ } ^\circ \text{ F}$$

T_c dan t_c

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} \dots\dots\dots (C.56)$$

$$= \frac{655,7 + 798,6}{2}$$

$$= 176,18 \text{ } ^\circ \text{ F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} \dots\dots\dots (C.57)$$

$$= \frac{1339,3 + 1198,4}{2}$$

$$= 105,63 \text{ } ^\circ \text{ F}$$

Dari Gambar 19 (Kern, 1965), diperoleh nilai $F_T = 0,99$ maka,

$$\Delta t = F_T \cdot \text{LMTD} \dots\dots\dots (C.58)$$

$$\Delta t = 0,99 \times -55502,6210^\circ \text{ F}$$

$$= 48,1056 \text{ } ^\circ \text{ F}$$

Dipilih pipa ukuran $1 \frac{1}{4}$ in OD; 16 BWG; 16 ft; $1 \frac{9}{16}$ -in triangular pitch

$$a = 0,9 \text{ ft}^2$$

$$\text{Asumsi : } U_D = 100 \text{ Btu/j Ft}^2 \text{ F} \quad (\text{kern ; tabel 8 hal. 840})$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} \dots\dots\dots (C.59)$$

$$= \frac{-24187832,15}{100 \times -61669,57}$$

$$= 217,6498 \text{ Ft}^2$$

$$Nt = \frac{A}{L \times a} \dots\dots\dots (C.60)$$

$$= \frac{3,9222}{14 \times 0,9}$$

$$= 69 \text{ buah}$$

Digunakan $N_t = 69$ [Kern; Tabel 9 hal. 841]

<i>Tube passes</i>	$\frac{3}{4}$
ID <i>shell</i>	15 1/4 in
Pitch	1 in <i>triangle</i>

$$A \text{ baru} = N_t \times L \times a \dots \dots \dots (C.61)$$

$$= 46 \times 14 \times 0,9$$

$$= 217,6498 \text{ ft}^2$$

$$UD \text{ baru} = \frac{Q}{A \text{ baru} \times \Delta T} \dots \dots \dots (C.62)$$

$$= \frac{-24187832,15}{225,6990 \times -61669,57}$$

$$= 5 \text{ Btu/j Ft}^2 \text{ F}$$

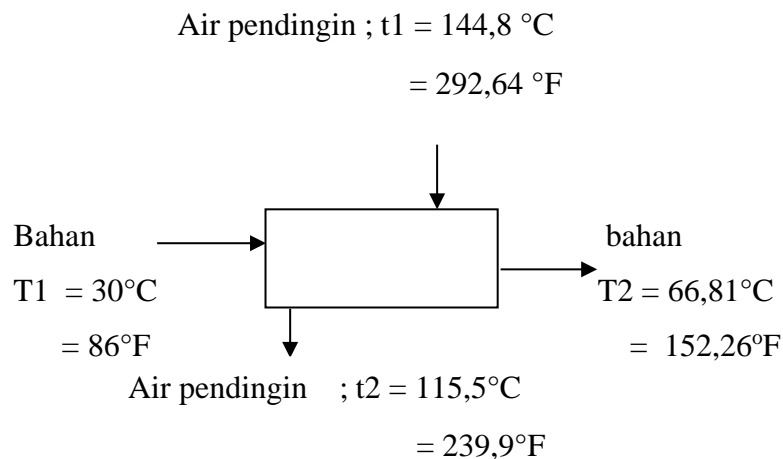
Tabel LC.12 Spesifikasi COOLER (C-303)

Alat	Cooler (C-301)
Fungsi	Menurunkan temperatur keluaran kompresor (K-100) dari 726°C ke 648°C menuju reaktor (CRV-100)
Bentuk	2 – 4 <i>shell and tube heat exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA-51670</i>
Jumlah Passes	Shell Side = 2 Passes Tube Side = 4 Passes
Dimensi	ID Shell = 15 1/4 In Number Length = 14'0" OD, BWG tube = 3/4 in ,16 ID tube = 0,62 in
Pitch	1 in triangular pitch
Jumlah	1 unit

C.10 COOLER (C-302)

Fungsi : Menurunkan temperatur keluaran kompresor (K-100) dari 726°C ke 648°C menuju reaktor (CRV-100)

Tipe : 1-2 *shell and tube heat exchanger*
 Dasar Pemilihan : Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang kecil



Perhitungan :

Dari neraca massa dan neraca energi diperoleh :

Laju alir masuk umpan = 2016,0000 kg/jam x 2,205 = 4445,280 lb/jam

Panas yang dibutuhkan (Q) = 61007,9363 KJ/jam = 57824,36 Btu/jam

Air pendingin = 14412,0804 kg/jam = 31778,6372 lb/jam

Fluida Panas		Selisih	Fluida Dingin		Selisih
292,6	T1	S. tinggi	151,26	t2	140
239,9	T2	S.rendah	86,0	t1	153
52,74	T1-T2	Selisih	66,26	t2-t1	-13,52

$$LMTD = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{2.3 \times \log \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} \dots\dots\dots (C.53)$$

$$= \frac{-2}{2.3 \times \log \frac{-543}{-541}}$$

$$= 147,0374^\circ \text{ F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \dots\dots\dots (C.54)$$

$$= \frac{-143}{-140}$$

$$= 0,80 \text{ } ^\circ \text{ F}$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \dots\dots\dots (C.55)$$

$$= \frac{-140,9^\circ\text{F}}{655,7 \text{ } ^\circ\text{F} - 1339,3 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$= 0,3206 \text{ } ^\circ \text{ F}$$

T_c dan t_c

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} \dots\dots\dots (C.56)$$

$$= \frac{655,7 + 798,6}{2}$$

$$= 266,27 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} \dots\dots\dots (C.57)$$

$$= \frac{1339,3 + 1198,4}{2}$$

$$= 119,13 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dari Gambar 19 (Kern, 1965), diperoleh nilai F_T = 0,99 maka,

$$\Delta t = F_T \cdot \text{LMTD} \dots\dots\dots (C.58)$$

$$\Delta t = 0,99 \times -55502,6210^\circ\text{F}$$

$$= 147,0374 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dipilih pipa ukuran 1 $\frac{1}{4}$ in OD; 16 BWG; 16 ft; 1 $\frac{9}{16}$ -in triangular pitch

$$a = 0,9 \text{ ft}^2$$

Asumsi : U_D = 100 Btu/j Ft² F (kern ; tabel 8 hal. 840)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} \dots\dots\dots (C.59)$$

$$= \frac{-24187832,15}{100 \times -61669,57}$$

$$= 5,2435 \text{ Ft}^2$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a} \dots\dots\dots (C.60)$$

$$= \frac{3,9222}{14 \times 0,9}$$

$$= 25 \text{ buah}$$

Digunakan N_t = 25 [Kern; Tabel 9 hal. 841]

<i>Tube passes</i>	$\frac{3}{4}$
--------------------	---------------

ID <i>shell</i>	15 1/4 in
Pitch	1 in <i>triangle</i>

$$\begin{aligned}
 A \text{ baru} &= Nt \times L \times a \dots\dots\dots (C.61) \\
 &= 46 \times 14 \times 0,9 \\
 &= 78,6526 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 UD \text{ baru} &= \frac{Q}{A \text{ baru} \times \Delta T} \dots\dots\dots (C.62) \\
 &= \frac{-24187832,15}{225,6990 \times -61669,57} \\
 &= 5 \text{ Btu/j Ft}^2 \text{ F}
 \end{aligned}$$

Tabel LC.13 Spesifikasi COOLER (C-302)

Alat	Cooler (C-302)
Fungsi	Menurunkan temperatur keluaran kompresor (K-100) dari 726°C ke 648°C menuju reaktor (CRV-100)
Bentuk	2 – 4 <i>shell and tube heat exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA-51670</i>
Jumlah Passes	Shell Side = 2 Passes Tube Side = 4 Passes
Dimensi	ID Shell = 15 1/4 In Number Length = 14'0" OD, BWG tube = 3/4 in ,16 ID tube = 0,62 in
Pitch	1 in triangular pitch
Jumlah	1 unit

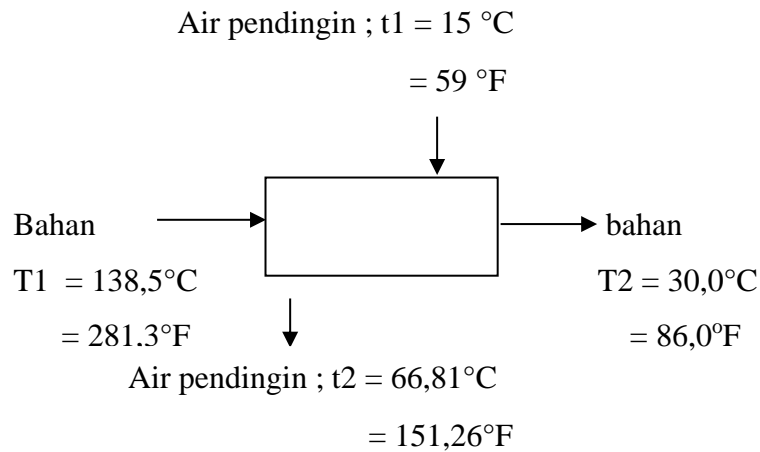
C.11 COOLER (C-303)

Fungsi : Menurunkan temperatur keluaran kompresor (K-100) dari 726°C ke 648°C menuju reaktor (CRV-100)

Tipe : 1-2 *shell and tube heat exchanger*

Dasar Pemilihan : Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan

panas yang kecil



Perhitungan :

Dari neraca massa dan neraca energi diperoleh :

Laju alir masuk umpan = 2016,0000 kg/jam x 2,205 = 4445,280 lb/jam

Panas yang dibutuhkan (Q) = 1207821,73 Kj/jam = 1144793,97 Btu/jam

Air pendingin = 14412,0804 kg/jam = 31778,6372 lb/jam

Fluida Panas		Selisih	Fluida Dingin		Selisih
292,6	T1	S. tinggi	151,26	t2	140
239,9	T2	S.rendah	86,0	t1	153
52,74	T1-T2	Selisih	66,26	t2-t1	-13,52

$$LMTD = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{2.3 \times \log \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} \dots\dots\dots (C.53)$$

$$= \frac{-2}{2.3 \times \log \frac{-543}{-541}}$$

$$= 65,2317^\circ F$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \dots\dots\dots (C.54)$$

$$= \frac{-143}{-140}$$

$$= 2,09^\circ F$$

$$\begin{aligned}
 S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \dots\dots\dots(C.55) \\
 &= \frac{-140,9^\circ\text{F}}{655,7^\circ\text{F} - 1339,3^\circ\text{F}} \\
 &= 0,4195^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

T_c dan t_c

$$\begin{aligned}
 T_c &= \frac{T_1 + T_2}{2} \dots\dots\dots(C.56) \\
 &= \frac{655,7 + 798,6}{2} \\
 &= 183,65^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_c &= \frac{t_1 + t_2}{2} \dots\dots\dots(C.57) \\
 &= \frac{1339,3 + 1198,4}{2} \\
 &= 105,63^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Dari Gambar 19 (Kern, 1965), diperoleh nilai F_T = 0,99 maka,

$$\begin{aligned}
 \Delta t &= F_T \cdot \text{LMTD} \dots\dots\dots(C.58) \\
 \Delta t &= 0,99 \times -55502,6210^\circ\text{F} \\
 &= 65,2317^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Dipilih pipa ukuran 1 ¹/₄ in OD; 16 BWG; 16 ft; 1 ⁹/₁₆-in triangular pitch

$$a = 0,9 \text{ ft}^2$$

$$\text{Asumsi : } U_D = 75 \text{ Btu/j Ft}^2 \text{ F} \quad (\text{kern ; tabel 8 hal. 840})$$

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta T} \dots\dots\dots(C.59) \\
 &= \frac{-24187832,15}{100 \times -61669,57} \\
 &= 233,9955 \text{ Ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_t &= \frac{A}{L \times a} \dots\dots\dots(C.60) \\
 &= \frac{3,9222}{14 \times 0,9} \\
 &= 75 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Digunakan N_t = 25 [Kern; Tabel 9 hal. 841]

<i>Tube passes</i>	3/4
<i>ID shell</i>	15 1/4 in

Pitch	1 in <i>triangle</i>
-------	----------------------

$$\begin{aligned}
 A \text{ baru} &= N_t \times L \times a \dots\dots\dots (C.61) \\
 &= 46 \times 14 \times 0,9 \\
 &= 233,9655 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 UD \text{ baru} &= \frac{Q}{A \text{ baru} \times \Delta T} \dots\dots\dots (C.62) \\
 &= \frac{-24187832,15}{225,6990 \times -61669,57} \\
 &= 75 \text{ Btu/j Ft}^2 \text{ F}
 \end{aligned}$$

Tabel LC.14 Spesifikasi COOLER (C-303)

Alat	Cooler (C-303)
Fungsi	Menurunkan temperatur keluaran kompresor (K-100) dari 726°C ke 648°C menuju reaktor (CRV-100)
Bentuk	2 – 4 <i>shell and tube heat exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA-51670</i>
Jumlah Passes	Shell Side = 2 Passes Tube Side = 4 Passes
Dimensi	ID Shell = 15 1/4 In Number Length = 14'0" OD, BWG tube = 3/4 in ,16 ID tube = 0,62 in
Pitch	1 in triangular pitch
Jumlah	1 unit

C.12 Kompresor (K-301)

Fungsi : Menaikkan tekanan bahan baku dari 1 atm sampai 2,4 atm menuju heater (E-104)

Jenis : *Reciprocating Compressor*

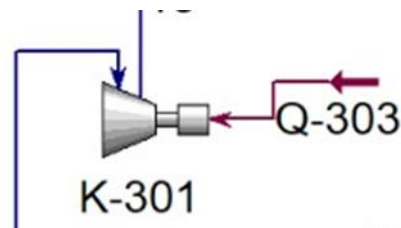
Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi : Tekanan Masuk 1 atm

Tekanan Keluar 2,4 atm

: Laju alir = 302,2305 kg/jam

: Density = 1,1650 kg/m³



Gambar LC.7 Kompresor (K-100)

a. Menghitung Kecepatan Volumetrik

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

$$Q = \frac{302,2305 \text{ kg/jam}}{1,1650 \text{ kg/m}^3}$$

$$Q = 9161,6052 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$Q = 152,6934 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

$$= 2,5449 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

b. Menghitung Daya Blower

$$\Delta P = P_2 - P_1$$

$$= 5078,9290 \text{ lb/ft}^2 - 2116,2204 \text{ lb/ft}^2$$

$$= 2962,7086 \text{ lb/ft}^2$$

$$\text{Daya Blower} = Q \times \Delta P$$

$$= 2,5449 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 2962,7086 \text{ lb/ft}^2$$

$$= 7539,7684 \text{ hp}$$

c. Menghitung Daya Popa

$$\text{Daya} = 1,57 \times 10^{-4} QP_2$$

$$= 1,57 \times 10^{-4} (9161,6052 \text{ ft}^3/\text{jam})(5078,9290 \text{ lb/ft}^2)$$

$$= 2,0293 \text{ hp}$$

d. Menghitung P actual

$$P_{\text{actual}} = \frac{\text{Daya}}{\text{Efisiensi alat}}$$

$$= \frac{2,0293 \text{ hp}}{0,75} = 2,7057 \text{ hp}$$

Tabel LC.15 Spesifikasi Kompresor (K-301)

Alat	Kompresor (K-302)
Fungsi	Menaikkan tekanan udara dari 1 atm sampai 2,4 atm menuju heater (E-104)
Tipe	<i>Reciprocating Compressor</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas	24.890,75253 m ³ /jam
Efisiensi Kompresor	75%

C.13 EXPANDER (EX-302)

Fungsi : Menaikkan tekanan bahan baku dari 1 atm sampai 2,4 atm menuju heater (E-104)

Jenis : *Reciprocating Compressor*

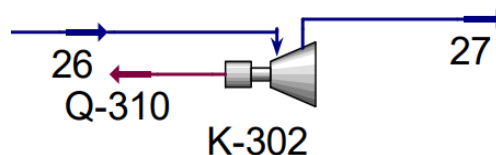
Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi : Tekanan Masuk 10 atm

Tekanan Keluar 2 atm

: Laju alir = 1802,6997 kg/jam

: Density = 1,0470 kg/m³

**Gambar LC.8** Expander (EX-302)**a. Menghitung Kecepatan Volumetrik**

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

$$Q = \frac{1802,6997 \text{ kg/jam}}{1,0470 \text{ kg/m}^3}$$

$$Q = 60804,5271 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$Q = 1013,4088 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

$$= 16,8901 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

b. Menghitung Daya Blower

$$\Delta P = P_2 - P_1$$

$$= 4232,4408 \text{ lb/ft}^2 - 4232,4408 \text{ lb/ft}^2$$

$$= -16929,7632 \text{ lb/ft}^2$$

$$\text{Daya Blower} = Q \times \Delta P$$

$$= 16,8901 \text{ ft}^3/\text{detik} \times (-16929,7632 \text{ lb/ft}^2)$$

$$= -285946,5271 \text{ hp}$$

c. Menghitung Daya Popa

$$\text{Daya} = 1,57 \times 10^{-4} QP_2$$

$$= 1,57 \times 10^{-4} (16,8901 \text{ ft}^3/\text{jam})(5078,9290 \text{ lb/ft}^2)$$

$$= 11,2234 \text{ hp}$$

d. Menghitung P actual

$$P \text{ actual} = \frac{\text{Daya}}{\text{Efisiensi alat}}$$

$$= \frac{11,2234 \text{ hp}}{0,75} = 14,9645 \text{ hp}$$

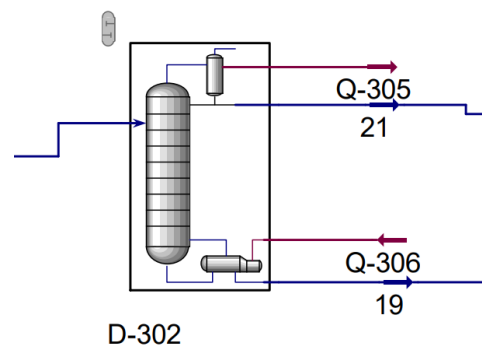
Tabel LC.16 Spesifikasi Expander (EX-302)

Alat	Kompresor (K-302)
Fungsi	Menaikkan tekanan udara dari 1 atm sampai 2,4 atm menuju heater (E-104)
Tipe	<i>Centrifugal Multiblade backward curved blower</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas	24.890,75253 m ³ /jam
Efisiensi Expander	75%

C.14 Distilasi (302)

Kolom distilasi merupakan bejana tegak yang berdiri pada skirt dan pondasi beton. Feed dialirkan kedalam kolom distilasi yang memiliki plate yang

tersusun secara seri. Pada operasi normal uap bergerak keatas melalui lubang-lubang tray/plate yang terdispersi oleh liquid yang mengalir diatasnya. Akibat adanya kontak tersebut sejumlah liquid diuapkan, kemudian sebagai produk (distilat) dan sebagiannya dikembalikan kedalam kolom distilasi sebagai refluk. Hasil bawah akan dikeluarkan sebagai bottom product.



Gambar D.9 Menara Distilasi (D-302)

C.14.1 Penentuan Tipe Kolom Distilasi

Dalam perancangan menara distilasi ini dipilih jenis tray dengan pertimbangan diameter kolom lebih dari 3 ft (0,91 m) (Walas, 1990). Sedangkan jenis tray yang digunakan adalah sieve tray dengan pertimbangan:

1. *Pressure drop* rendah dan efisiensi tinggi (tab. 9.22, 90udwig, 1980)
2. Lebih ringan, dan murah karena pembuatannya lebih mudah
3. Biaya perawatan murah karena mudah dibersihkan

C.14.2 Penentuan Bahan Konstruksi

Dipilih bahan konstruksi jenis Carbon Steel SA-285 Grade C dengan pertimbangan:

1. Mempunyai *allowable stress* yang besar
2. Struktur kuat
3. Tahan terhadap korosifitas tinggi

C.14.3 Kondisi Operasi

Kondisi operasi dan neraca massa pada kolom distilasi (D-301) dapat dilihat sebagai berikut :

Tabel L.D 3.1 Neraca Massa Distilasi (D-301)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	<i>Feed</i>	<i>Distillate</i>	<i>Bottom</i>
Toluene	0,8266	0,65	0,1766
Metanol	300,8383	296,2202	4,6181
Paraxylene	18942,4555	4,1754	18938,2801
Air	3279,9037	1,1866	3278,717
Total	22524,024	22524,024	

Tabel L.D 3.2 Kondisi Operasi Umpan Kolom Distilasi (D-301)

Komponen	Temperatur (°C)	Tekanan (Atm)	Laju alir (Kg/jam)
<i>Feed</i> masuk	115	2,4000	22524,024
<i>Top</i>	64,72	1,0000	302,232
<i>Bottom</i>	111,9	1,0000	22221,791

Tabel L.D.3.3 Viskositas dan Densitas pada Kolom Distilasi (D-301)

Kondisi	Viskositas (cP)	Densitas, ρ (Kg/m³)
<i>Feed</i> masuk	0,2856	812,4
<i>Top</i>	0,006624	1165
<i>Bottom</i>	0,29774	817,4

Tabel L.D.3.4 Fraksi Mol Campuran pada Kolom Distilasi (D-401)

Komponen	<i>Feed</i>	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Toluene	0	0,0008	0
Metanol	0,0254	0,988	0,0004
Paraxylene	0,4824	0,0042	0,4948
Air	0,4922	0,007	0,5048

Menentukan kondisi operasi dengan menggunakan metode McCabe-Thiele. Berikut langkah menentukan kondisi operasi sebagai berikut:

1. Pengenalan dan Asumsi

Metode grafik-matematika dapat ditentukan dengan nomor tray teoritis atau stage yang dibutuhkan untuk pemisahan campuran komponen A dan B digunakan metode McCabe-Thiele. Metode yang digunakan kesetimbangan massa sekitar bagian tower, yang digunakan untuk garis operasi kesetimbangan xy. Persamaan kesetimbangan massa total:

$$F = D+W \dots\dots\dots (Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-3)$$

Persamaan kesetimbangan massa komponen:

$$FxF = Dx D + WxW \dots\dots\dots (Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-4)$$

2. Perhitungan Bagian *Enriching* (*Enriching Section*)

Section enriching merupakan perhitungan pada bagian atas menara distilasi dari umpan masuk. Persamaan kesetimbangan total:

$$V_{n+1} = L_n + D \dots\dots\dots (Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-5)$$

Persamaan kesetimbangan komponen:

$$V_{n+1} y_{n+1} = L_n x_n + DxD \dots\dots\dots (Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-6)$$

Persamaan menentukan garis operasi *enriching*

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} X_n + \frac{D \times D}{V_{n+1}} \dots\dots\dots (Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-7)$$

Dengan slope = $R/(R+1)$, dan intersept garis pada $x = 0$, $y = xD/(R+1)$

3. Perhitungan Bagian *Stripping* (*Stripping Section*)

Section stripping merupakan perhitungan pada bagian bawah menara distilasi dari umpan masuk.

Persamaan kesetimbangan total:

$$V_{m+1} = L_m - D \dots\dots\dots (Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-9)$$

Persamaan kesetimbangan komponen:

$$V_{m+1} y_{m+1} = L_m x_m + Dxw \dots\dots\dots (Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-10)$$

Persamaan menentukan garis operasi *enriching*

$$y_{m+1} = \frac{L_m}{V_{m+1}} X_n + \frac{D \cdot x_D}{V_{m+1}} \dots\dots\dots \text{(Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-11)}$$

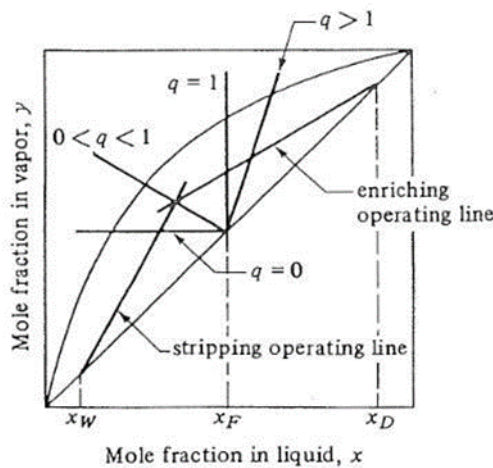
Dengan slope = $L_m/(V_{m+1})$, dan intersept garis pada $x = 0$,

$$y = -Wx_w/V_{m+1}$$

4. Pengaruh dari Kondisi Feed

$$q = \frac{H_v - H_f}{H_v - H_l} \dots\dots\dots \text{(Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-7)}$$

Berikut gambar garis operasi dari *q line*:



Gambar D.3.2 Lokasi dari *q line* pada berbagai kondisi: cairan dibawah titik didih ($q > 1$), cairan pada titik didih ($q = 1$), cairan+uap ($0 < q < 1$), saturated vapor ($q = 0$)

D.3.4 Perhitungan Kondisi Operasi

Neraca massa total :

Aliran feed = Aliran Distilat + Aliran Bottom

$F = D + W$

22524,024 kg/jam = 302,2322 kg/jam + W

W = 22524,024 kg/jam - 302,2322 kg/jam

W = 22.221,79 kg/jam

Neraca massa bagian *Top product (section enriching)* :

Rasio refluks (R) = 6

R = L_n/D

$$\begin{aligned}
 L_n &= 6 \times 302,2322 \text{ kg/jam} \\
 &= 1813,39 \text{ kg/jam} \\
 V_{n+1} &= L_n + D \\
 &= 1813,39 \text{ kg/jam} + 302,2322 \text{ kg/jam} \\
 &= 2115,63 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca massa bagian Top product (enriching section):

$$\begin{aligned}
 XD &= 0,988 \\
 Y &= XD/R + 1 \\
 &= 0,988/6 + 1 \\
 &= 0,1411
 \end{aligned}$$

Neraca massa bagian Bottom product (stripping section):

$$\begin{aligned}
 W &= 22.221,79 \text{ kg/jam} \\
 L_m &= F \\
 &= 22524,024 \text{ kg/jam} \\
 V_{m+1} &= L_m - W \\
 &= 22524,024 \text{ kg/jam} - 22.221,79 \text{ kg/jam} \\
 &= 302,23 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Dengan slope = L_m/W_{m+1} dari intersept garis pada $x = 0$

$$\begin{aligned}
 \text{Dengan slope} &= \frac{L_m}{V_{m+1}} \\
 &= \frac{22524,024}{302,13} \\
 &= 74,53
 \end{aligned}$$

Kemiringan q line

$$\begin{aligned}
 &= \text{slope } L_m/V_{m+1} \\
 &= \text{slope } \tan \alpha
 \end{aligned}$$

$$74,53 = \tan \alpha$$

Inf. $\tan 74,53 = 89,23^\circ$

1. Menghitung Jumlah Tray Distilasi

$$\text{Feed} = 370,69 \text{ kmol/jam} = 370.685,00 \text{ mol/jam}$$

$$\text{Tekanan (P)} = 2,4 \text{ atm} = 1824 \text{ mmHg}$$

Tabel L.D.3.5 Fraksi Mol Umpan Masuk

Feed	
Komponen	Mol Fraksi
(A) Toluene	0,0000
(B) Metanol	0,0254
(C) Paraxylene	0,4824
(D) Air	0,4922

Untuk komponen B sebagai *light key*: Metanol (CH₃OH)

Untuk komponen C sebagai *heavy key*: Paraxylene (C₈H₁₀)

Tabel L.D.3.6 Neraca Massa Distilasi

Komponen	Feed		Distilat		Bottom	
	XiF	XiF.F (mol/jam)	YiD	YiD.D (mol/jam)	XiW	XiW.W (mol/jam)
A	0,0000	0,00	0,0008	7,49	0,0000	0,00
B	0,0254	9415,40	0,9880	9244,81	0,0004	144,21
C	0,4824	178818,444	0,0042	39,29982	0,4948	178389,254
D	0,4922	182451,157	0,007	65,4997	0,5048	181994,534
Sub Total	1,00	370685,00	1,00	9357,10	1,00	360528,00
Total		370685,00		370685,00		

Untuk menentukan temperatur maka perlu di trial temperatur *dew point* pada tekanan 760 mmHg. Tekanan uap tiap komponen dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$\ln P = A + (B/T+C) + (D \times \ln T) + (E \times T^F)$$

Konstanta untuk tiap-tiap komponen dapat dilihat pada berikut :

Tabel LD.3.7 Konstanta Tekanan Uap

Komponen	A	B	C	D	E
Toluene	24,539	-1507,2	-6,48	-4,2845E-11	5,4982E-06
Metanol	21,4469	-1462,7	-5,261	3,2820E-11	3,7349E-06
Paracylene	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,4247E-09	8,0900E-06
Air	23,0607	-3134,7	-4,8813	4,3690E-04	-4,9161E-13

Sumber: (Carl Yaws, 1996)

2. Menentukan Temperatur Dew Point

Pada keadaan *dew point*, $\sum x_i = \sum (y_i/K_i) = 1$. Dengan cara trial T pada tekanan 760 mmHg hingga $\sum x_i = 1$ maka akan diperoleh temperatur dew point distilat. Dengan menggunakan program solver-excel maka diperoleh hasil seperti pada tabel berikut.

Tabel L.D.3.8 Hasil Trial untuk Penentuan *Dew Point* Destilat

Komponen	Tekanan Parsial Komponen (mmHg)	$K_i = P_i/P$	$\alpha_i = K_i/K_c$	$Y_i D/\alpha_i$	X_i
	P_i	K_i	α_i		
Toluene	36,74	0,05	18877467,5	0,0000	0,0000
Metanol	25,57	0,03	13138172,9	0,0000	0,0000
Paraxylene	0,00	0,00	27,36	0,0003	0,0003
Air	0,00	0,00	1,00	1,0000	0,9997
Total	760,00			1,0003	1,0000

$$P = 760 \text{ mmHg}$$

$$T_{\text{trial}} = -98^\circ\text{C} (175,15 \text{ K})$$

Trial temperatur digunakan metode goal seek pada program Ms. Excel, dengan menentukan nilai X_i harus 1.

3. Menentukan Temperatur Bubble Point

Pada keadaan bubble point, $\sum y_i = \sum (K_i \cdot x_i) = 1$. Dengan cara trial T pada tekanan 760 mmHg hingga $\sum y_i = 1$ maka akan diperoleh temperatur bubble point distilat. Dengan menggunakan program solver-excel maka diperoleh hasil seperti pada tabel berikut.

Tabel L.D.3.9 Hasil Trial untuk Penentuan *Dew Point* Destilat

Komponen	Tekanan Parsial Komponen (mmHg)	$K_i = P_i/P$	$\alpha_i = K_i/K_c$	$Y_i D/\alpha_i$	Y_i
	P_i	K_i	α_i		
Toluene	20776,75	27,34	543,80	0,2175	0,0009
Metanol	17315,80	22,78	453,21	224,24	0,9419
Paraxylene	954,90	1,26	24,99	12,61	0,0530
Air	38,21	0,05	1,00	1,0000	0,0042

Total	760,00		238,08	1,0000
--------------	---------------	--	---------------	---------------

$P = 760 \text{ mmHg}$

$T_{\text{trial}} = 64,5^{\circ}\text{C} (337,65 \text{ K})$

Trial temperatur digunakan metode goal seek pada program Ms. Excel, dengan menentukan nilai Y_i harus 1.

4. Relatif Volatilitas Rata-Rata (α_{avg})

$$(\alpha_{\text{avg}}) = \sqrt{\alpha_{\text{top}} \times \alpha_{\text{bottom}}}$$

Tabel L.D.3.10 Nilai α_{avg} Tiap Komponen

Komponen	α_{top}	α_{bottom}	α_{avg}
Toluene	1,1965	0,9017	1,0387
Metanol	5,3009	4,1323	4,6803
Paraxylene	0,,3742	0,3452	0,3594
Air	1,0000	1,0000	1,0000
Total	7,8716	6,3792	7,0784

5. Menghitung Jumlah Stage Minimum (N_m)

$$N_m = \frac{\text{Log} \left[\left(X_{LD} \cdot \frac{D}{X_{HD} \cdot D} \right) \left(X_{HW} \cdot \frac{W}{X_{LW} \cdot W} \right) \right]}{\text{Log} (\alpha_{\text{Lavg}})}$$

$N_m = 1,55 \text{ Plate}$

6. Menentukan Refluk Rasio Minimum (R_m)

Persamaan yang digunakan untuk menentukan refluks minimum adalah dengan persamaan Underwood :

$$1-q = \sum \frac{\alpha_i X_{iF}}{\alpha_i - \theta}$$

Karena feed yang masuk adalah liquid pada boiling point, maka $q = 1$.

Persamaannya menjadi :

$$\sum \frac{\alpha_i X_{iF}}{\alpha_i - \theta}$$

Untuk menghitung refluks minimum, digunakan persamaan Underwood

$$\sum \alpha_i \cdot x_i \cdot \frac{D}{\alpha_i} - \theta = R_m + 1$$

Untuk menghitung nilai refluks minimum dicari dengan cara trial nilai θ sampai diperoleh nilai persamaan diatas sama dengan nol. Maka perlu diketahui sebelumnya nilai α_i untuk mengetahui nilai θ , diperoleh hasil sebagai berikut:

Tabel L.D.3.11 Hasil penentuan α_i

Komponen	Ki	α_i	X_iF	Y_iD
Toluene	0,43	329,71	0,0000	0,0008
Metanol	0,03	25,60	0,0254	0,9880
Paraxylene	0,09	71,96	0,4824	0,0042
Air	0,00	1,00	0,4922	0,0070
Total			1,0000	1,0000

Temperatur rata-rata pada *dew point* dan *bubble point* = 44,75 °C (317,90

K). Nilai untuk θ diasumsikan dan berada di antara nilai α_L s/d α_H . Untuk mencari nilai θ yaitu dengan menggunakan program *solver excel* metode *goal seek*. Sehingga didapat:

$$\text{Hasil trial } \theta = 2,4356$$

Maka,

$$1 - q = \sum \alpha_i \cdot iF / \alpha_i - \theta$$

$$1 - q = 0,1847$$

Maka untuk nilai refluks rasio minimum, adalah :

$$R_m = \sum \alpha_i \cdot Y_iD / \alpha_i - \alpha - 1$$

$$R_m = 1,0922$$

Rasio refluks minimum dengan menggunakan metode Underwood adalah 1,0922.

R operasi berkisar antara 1,2 – 1,5 R_m , sehingga dipilih:

$$R \text{ operasi} = 1,2 \times R_m$$

$$R \text{ operasi} = 1,2 \times 1,0922$$

$$R \text{ operasi} = 1,3106$$

7. Penentuan Jumlah *Stage* Ideal

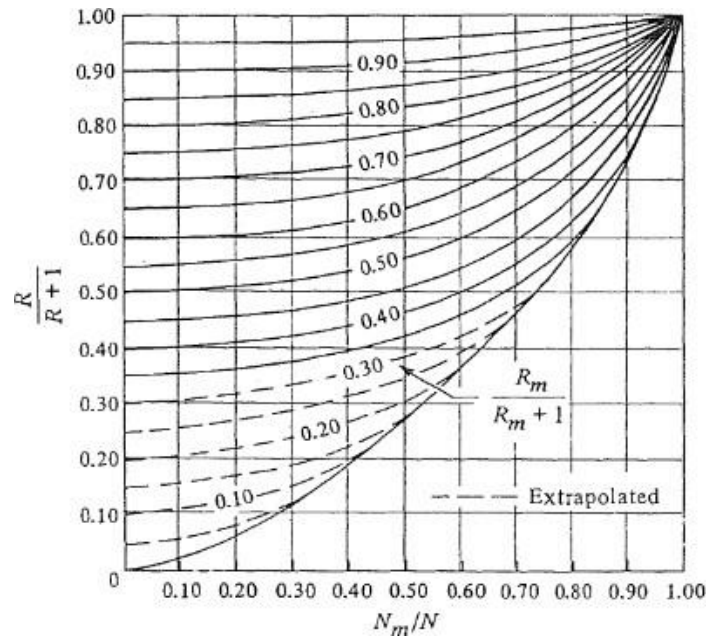
Jumlah *stage* teoritis pada rasio refluks operasi $R = 1,2 R_m$ menggunakan korelasi Erbar-Madox

$$R \text{ operasi} = 1,2 R_m$$

$$R \text{ operasi} = 1,3106$$

$$\frac{R \text{ operasi}}{R \text{ operasi}+1} = \frac{1,3206}{1,3206+1} = 0,5672$$

$$\frac{R_m}{R_m+1} = \frac{1,0922}{1,0922+1} = 0,5220$$



Gambar D.3.3 Grafik Penentu *Stage* Ideal

Dari fig.11.7-3 Geankoplis, diperoleh :

$$N_m/N = 1,31$$

$$N = \frac{N_m}{0,12}$$

$$N = 11 \text{ Plate (termasuk reboiler)}$$

8. Menentukan Letak Plate Umpan Masuk

Untuk menentukan lokasi *feed tray* dengan persamaan Kirkbride :

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[\left(\frac{X_{HF}}{X_{LF}} \right) \frac{B}{D} \left(\frac{X_{LW}}{Y_{HD}} \right)^2 \right]$$

$$\text{Log } \frac{N_e}{N_s} = 1,641,2086$$

$$N_e/N_s = \text{Log}^{-1} (0,1480)$$

$$\begin{aligned} N_e/N_s &= 242,8989 \\ N_e &= 1,4062 N_s \end{aligned}$$

Jumlah plate termasuk reboiler = 11 plate, sedangkan jumlah plate tanpa reboiler adalah 10 plate

$$\begin{aligned} N &= N_e + N_s \\ N_s &= N - N_e \\ N_s &= 10 - N_e \end{aligned}$$

Substitusikan persamaan (2) kedalam persamaan (1), sehingga:

$$\begin{aligned} N_e &= 1,4062 (10 - N_e) \\ N_e + 1,4062 N_e &= 1,4062 \times 10 \\ N_e &= 11 \end{aligned}$$

Jadi, lokasi *stage* umpan dengan metode Kirkbride diperoleh pada *stage* 11 dari bawah.

D.3.5 Menentukan Spesifikasi Kolom Distilasi

1. Jarak antar Tray

Tinggi tray spacing pada umumnya antara 0,3 - 0,6 m (Coulson, 1983).

Diambil tray spacing = 0,55 m.

a. Laju alir massa bagian atas

$$\begin{aligned} \text{Feed, } F &= 2.2571,94408 \text{ Kg/jam} &= 6,269984466 \text{ kg/s} \\ \text{Top Product, } D &= 302,2456611 \text{ Kg/jam} &= 0,083957128 \text{ kg/s} \\ \text{Vapor Rate, } V &= 698,3688245 \text{ Kg/jam} &= 0,193999134 \text{ kg/s} \\ \text{Liquid rate, } L &= 396,1231634 \text{ Kg/jam} &= 0,110034214 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

b. Laju alir massa bagian bawah

$$\begin{aligned} \text{Feed, } F &= 2.2571,94408 \text{ Kg/jam} &= 6,269984466 \text{ kg/s} \\ \text{Top Product, } D &= 22.221,10627 \text{ Kg/jam} &= 6,172529519 \text{ kg/s} \\ \text{Vapor Rate, } V &= 1.381,879993 \text{ Kg/jam} &= 0,383855554 \text{ kg/s} \\ \text{Liquid rate, } L &= 23.602,98626 \text{ Kg/jam} &= 6,556385073 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

2. Liquid – Vapor Flow Factor (FLV)

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

Keterangan :

- F_{LV} = *Liquid – Vapour flow factor*
 mL = Laju alir massa cairan (kg/jam)
 mV = Laju alir massa uap (kg/jam)
 ρ_v = Densitas Uap (kg/m³)
 ρ_L = Densitas cairan (kg/m³)

a. Liquid – Vapor Flow Factor, Bagian Atas ($F_{LV, Top}$)

Diketahui :

$$mL, Top = 0,110034212 \text{ kg/s}$$

$$mV, Top = 0,19399134 \text{ kg/s}$$

$$\rho_{\text{vapor, Top}} = 1,153363122 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{liquid, Top}} = 797,1160612 \text{ kg/m}^3$$

$$F_{LV, Top} = \frac{0,110034212}{0,19399134} \sqrt{\frac{1,153363122}{797,1160612}}$$

$$F_{LV, Top} = 0,021575837$$

b. Liquid – Vapor Flow Factor, Bagian Bawah ($F_{LV, Bottom}$)

Diketahui :

$$mL, Bottom = 0,110034212 \text{ kg/s}$$

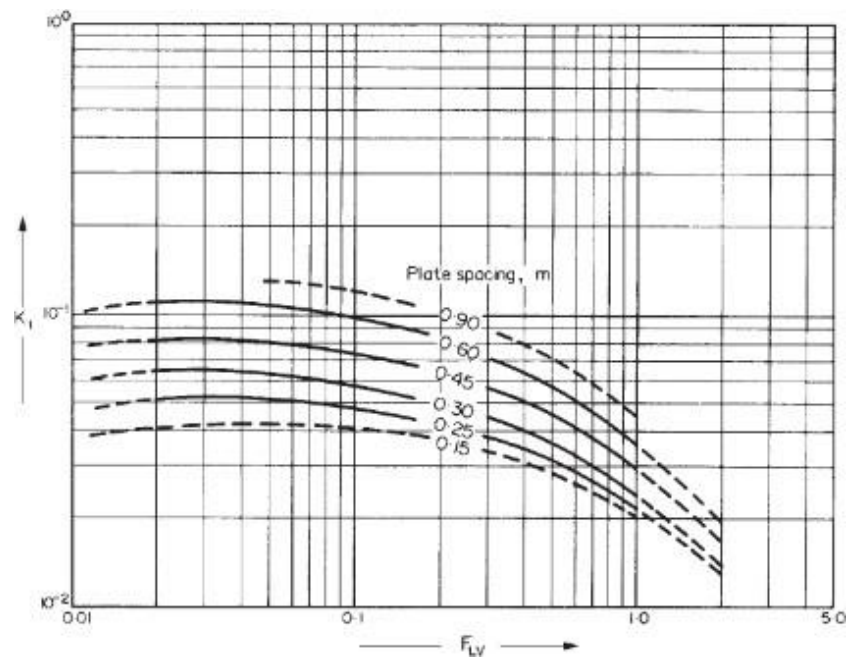
$$mV, Bottom = 0,19399134 \text{ kg/s}$$

$$\rho_{\text{vapor, Bottom}} = 1,153363122 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{liquid, Bottom}} = 797,1160612 \text{ kg/m}^3$$

$$F_{LV, Bottom} = \frac{0,110034212}{0,19399134} \sqrt{\frac{1,153363122}{797,1160612}}$$

$$F_{LV, Bottom} = 0,55198693$$



Gambar D.3.4 Grafik *Flooding Velocity Sieve Tray*

Dari Gambar untuk *plate spacing* = 0,55 m dan $F_{LV, Top}$ dan $F_{LV, Bottom}$, maka diperoleh nilai $K_{1, Top} = 0,08$, dan $K_{1, Bottom} = 0,087$ (Coulson, 1983).

3. Menentukan Kecepatan *flooding* (uf)

$$uf = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

Keterangan :

uf = Kecepatan *flooding* (m/s)

K_i = Konstanta

a. Kecepatan *Flooding* bagian atas (uf_{Top})

$$uf_{Top} = 0,08 \sqrt{\frac{767,1160612 - 1,153363122}{1,153363122}}$$

$$uf_{Top} = 3,274 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap pada umumnya 70-90% dari kecepatan *flooding* (Coulson, 1983), untuk perancangan diambil $uv = 85\% uf$

Kecepatan uap pada bagian atas (*top*):

$$uv_{Top} = 85\% \times uf_{Top}$$

$$= 85\% \times 2,101615749 \text{ m/s}$$

$$= 2,7829 \text{ m/s}$$

b. Kecepatan Flooding bagian bawah ($u_{f, Bottom}$)

$$u_{f, bottom} = 0,087 \sqrt{\frac{926,9128121 - 0,968062118}{0,968062118}}$$

$$u_{f, bottom} = 3,692 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap pada umumnya 70-90% dari kecepatan flooding (Coulson,1983), untuk perancangan diambil $u_v = 85\% u_f$

Kecepatan uap pada bagian bawah (bottom) :

$$u_{v, bottom} = 85\% \times u_{f, bottom}$$

$$= 85\% \times 2,690668389 \text{ m/s}$$

$$= 3,1382 \text{ m/s}$$

4. Menentukan Laju Alir Volumetrik Maksimum (Q_v Maks)

$$Q_v \text{ maks} = \frac{V}{\rho V}$$

Keterangan :

u_v = laju alir volumetrik maksimum (m^3/s)

V = laju alir massa uap (kg/jam)

a. Laju alir volumetrik maksimum bagian atas :

$$Q_v \text{ maks, Top} = \frac{0,19399134}{1,153363122}$$

$$Q_v \text{ maks, Top} = 5,77 \text{ m}^3/\text{s}$$

b. Laju alir volumetrik maksimum bagian bawah :

$$Q_v \text{ maks, Top} = \frac{0,383855554}{0,968062118}$$

$$Q_v \text{ maks, Top} = 1,43 \text{ m}^3/\text{s}$$

5. Menentukan Luas Area Netto untuk Kontak Cair (A_n)

$$A_n = \frac{Q_v}{U_v}$$

Keterangan :

A_n = luas area Netto (m^2)

Q_v = laju alir voluetrik (m^3/s)

U_v = kecepatan uap (m/s)

a. Luas area netto bagian atas (Top)

$$A_{n, \text{ Top}} = \frac{0,16819624}{1,76373386}$$

$$A_{n, \text{ Top}} = 2,073 \text{ m}^2$$

b. Luas area netto bagian bawah (Bottom)

$$A_{n, \text{ Bottom}} = \frac{0,16819624}{2,28706813}$$

$$A_{n, \text{ Bottom}} = 1,43 \text{ m}^2$$

6. Menentukan Luas Penampang Lintang Menara

Menghitung luas penampang lintang menara:

$$A_c = \frac{A_n}{1-A_d}$$

Luas penampang downcomer (A_d) = 20% dari luas keseluruhan, sehingga :

$$\begin{aligned} A_{c, \text{ top}} &= \frac{A_n}{1-A_d} \\ &= \frac{2,073}{1-0,2} \\ &= 2,256 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_{c, \text{ Bottom}} &= \frac{A_n}{1-A_d} \\ &= \frac{1,43}{1-0,2} \\ &= 1,258 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

7. Menentukan Diameter Menara (D_c) Berdasarkan Kecepatan *Flooding*

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \times A_c}{\pi}}$$

Diameter Menara bagian atas (top) =

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \times A_c}{\pi}}$$

$$D_c = 1,732 \text{ m}$$

Diameter Menara bagian bawah (bottom) =

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \times A_c}{\pi}}$$

$$D_c = 1,66 \text{ m}$$

8. Menentukan Jenis Aliran (*Flow Pattern*)

Kecepatan Volumetrik maksimum cairan :

$$Q_{LB} = \frac{L_{w,B}}{\rho_{L,B}}$$

Keterangan :

Q_{LB} = Laju alir volumetrik bagian bottom (m^3/s)

L_w = Laju alir massa cairan bagian bottom (kg/s)

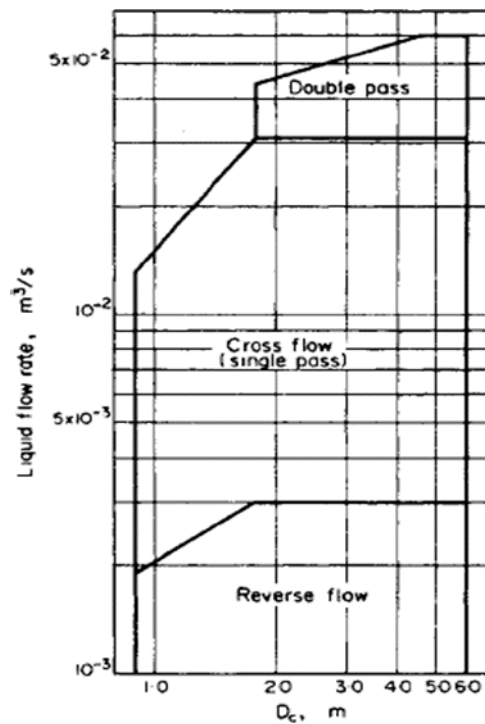
ρ_L = Densitas cairan bagian bottom (kg/m^3)

Kecepatan volumetrik maksimum cairan bawah (bottom) =

$$Q_{LB} = \frac{6,556}{926,912}$$

$$Q_{LB} = 0,0070 \text{ m}^3/\text{s}$$

Dari Fig.11.28 (Coulson,1983) untuk $Q_{LB} = 0,0070 \text{ m}^3/\text{s}$ maka jenis alirannya adalah Reverse Flow.



Gambar D.3.5 Grafik Selection of liquid-flow Arrangement

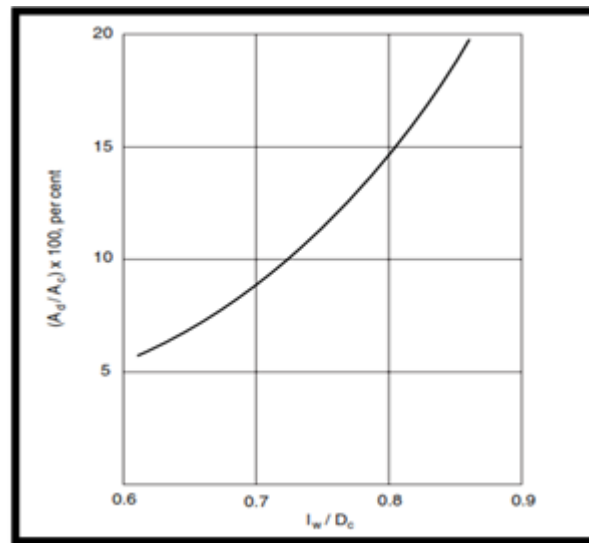
9. Perancangan Tray

Tray spacing	= 0,55 m
Diameter Menara, D _c	= 1,66 m
Luas tray (A _c)	= (π/4 x D _c ²)
	= 2,16 m ²
Luas downcomer (A _d)	= 0,12 x A _c
	= 0,25 m ²
Luas netto (A _n)	= A _c - A _d
	= 1,91 m ²
Luas aktif (A _a)	= A _c - (2 x A _d)
	= 1,66 m ²
Luas hole (A _h)	= 10% x A _a
	= 0,166 m ²

Dari gambar D.3.6 untuk (A_d/A_c) x 100% = 12 maka

L _w /D _c	= 0,73
Panjang weir (l _w)	= 0,73 x D _c

$$= 1,2118 \text{ m}$$



Gambar D.3.6 Grafik penentuan Panjang Weir

a. Tinggi weir (h_w)

Untuk menara distilasi yang tekanan operasi di atas tekanan atmosfer, tinggi *weir* yang digunakan antara 40-90 mm. Tinggi *weir* yang direkomendasikan adalah antara 40–50 mm (Coulson,1983). Tinggi *weir* yang digunakan (h_w) = 50 mm = 0,05 m (0.16404 ft).

b. Diameter Hole (d_h)

Diameter *hole* yang biasa yang digunakan adalah antara 2,5 – 12 mm, dan yang direkomendasikan adalah 5 mm (Coulson, 1983). Diameter *hole* yang digunakan = 12 mm = 0,012 m.

c. Hole Pitch

Hole pitch sebaiknya tidak kurang dari 2 *hole* diameter dan normlanya digunakan antara 2,5-25 mm diameter.

d. Tebal Tray

Untuk bahan *carbon steel* tebal *plate* yang digunakan adalah 5 mm (3/16 in), sedangkan untuk bahan *stainless steel* tebal *plate* yang digunakan adalah 3 mm. Untuk menara distilasi ini digunakan bahan *carbon steel*, sehingga tebal *plate* yang digunakan = 5 mm = 0,005 m (Coulson, 1983).

10. Pengecekan Weeping RateMaksimum liquid rate ($L_{m,max}$)

$$L_{w,max} = \frac{L}{3600}$$

$$L_{w,max} = \frac{396,1231634}{3600}$$

$$= 0,110034212 \text{ kg/s}$$

Minimum liquid rate pada turn down ratio = 70 %

$$L_{w,min} = 70\% \times L_{w,max}$$

$$= 0,7 \times 0,110034212 \text{ kg/s}$$

$$= 0,0770 \text{ kg/s}$$

Tinggi weir liquid crest (how)

$$\text{How} = 750 \times \frac{L_w}{\rho \times L_w}$$

Keterangan :

Lw = Liquid flow rate, kg/s

Lw = Panjang weir, m

 ρL = Densitas liquid, kg/m^3

how = weir crest, mm liquid

a. Menara Bagian Atas

$$\text{how,max} = 750 \times \left[\frac{L_{w,maks}}{\rho \times L_w} \right]^{2/3}$$

$$\text{how,max} = 750 \times \left[\frac{0,110034212 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{797,1160612 \times 1,2118 \text{ m}} \right]^{2/3}$$

$$\text{how,max} = 1,762 \text{ mm liquid}$$

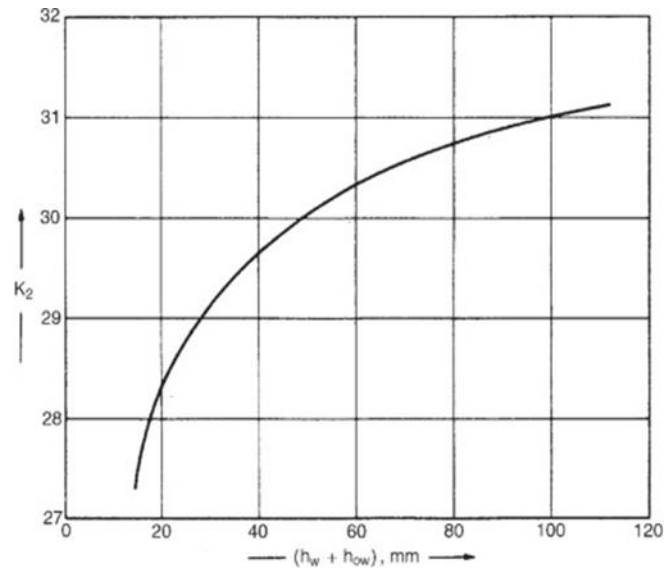
$$\text{how,min} = 750 \times \left[\frac{L_{w,min}}{\rho \times L_w} \right]^{2/3}$$

$$\text{how,min} = 750 \times \left[\frac{0,077023948 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{797,1160612 \times 1,2118 \text{ m}} \right]^{2/3}$$

$$\text{how,min} = 1,389451664 \text{ mm liquid}$$

$$\begin{aligned} \text{pada rate minimum } h_w + h_{ow} &= 50 \text{ mm} + 1,3894 \text{ mm} \\ &= 51,3894 \end{aligned}$$

Dari Fig. 11.30 Coulson 1983, nilai K_2 diperoleh sebagai berikut: $K_2 = 30,20$



Gambar D.3.7 Weep Point Correlation

Minimum design vapour velocity (h)

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - d_h)]}{(\rho_v)^{1/2}}$$

keterangan :

u_h = kecepatan uap minimum desain, m/s

K_2 = kontanta

d_h = diameter hole, mm

ρ_v = densitas uap, kg/m^3

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - d_h)]}{(\rho_v)^{1/2}}$$

$$u_h = 16,8909 \text{ m/s}$$

actual minimum vapor velocity ($U_v, \text{min actual}$)

$$U_{am} = \frac{Q_{vtop}}{A_h}$$

$$U_{am} = \frac{5,77 \text{ m}^3/\text{s}}{0,1643 \text{ m}^2}$$

$$U_{am} = 35,0975 \text{ m/s}$$

$U_{am} > U^h$ sehingga tidak terjadi weeping

b. Menara Bagian Bawah

$$h_{ow,max} = 750 \times \left[\frac{L_{w,maks}}{\rho \times I_w} \right]^{2/3}$$

$$h_{ow,max} = 750 \times \left[\frac{0,110034212 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{926,9128121 \times 1,2118 \text{ m}} \right]^{2/3}$$

$$h_{ow,max} = 1,7624 \text{ mm liquid}$$

$$h_{ow,min} = 750 \times \left[\frac{L_{w,min}}{\rho \times I_w} \right]^{2/3}$$

$$h_{ow,min} = 750 \times \left[\frac{0,077023948 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{926,9128121 \times 1,2118 \text{ m}} \right]^{2/3}$$

$$h_{ow,min} = 1,2565 \text{ mm liquid}$$

$$\begin{aligned} \text{pada rate minimum } h_w + h_{ow} &= 50 \text{ mm} + 1,2565 \text{ mm} \\ &= 51,2565 \end{aligned}$$

Minimum design vapour velocity (h)

$$u_h = \frac{[K2-0,90(25,4-dh)]}{(\rho_v)^{1/2}}$$

keterangan :

u_h = kecepatan uap minimum desain, m/s

$K2$ = kontanta

dh = diameter hole, mm

ρ_v = densitas uap, kg/m^3

$$u_h = \frac{[K2-0,90(25,4-dh)]}{(\rho_v)^{1/2}}$$

$$u_h = 18,4368 \text{ m/s}$$

actual minimum vapor velocity ($U_v, \text{min actual}$)

$$U_{am} = \frac{Q_{vbot}}{A_h}$$

$$U_{am} = \frac{4,5 \text{ m}^3/\text{s}}{0,1643 \text{ m}^2}$$

$$U_{am} = 27,4368 \text{ m/s}$$

$U_{am} > U^h$ sehingga tidak terjadi weeping

11. Plate Pressure Drop

a. Menara bagian atas

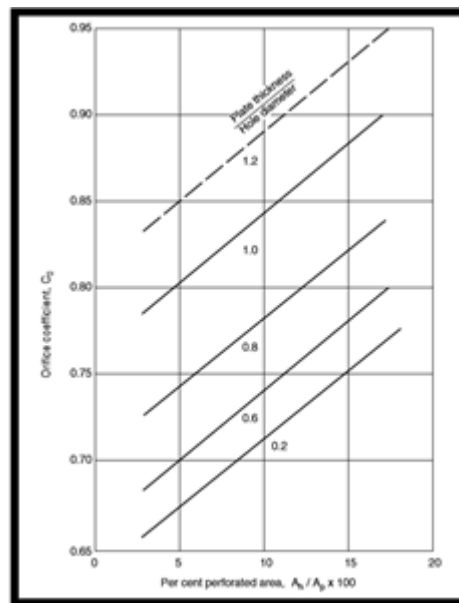
Jumlah maksimum vapour yang melewati hole (U^h)

$$U^h = \frac{Q_{v,\text{maks}}}{A_h}$$

$$U^h = \frac{5,77 \text{ m}^3/\text{s}}{0,1643}$$

$$U^h = 35,0975 \text{ m/s}$$

Dari Figure 11.34 JM. Couldson ed 6, untuk :



Gambar D.3.8 discharge Coeficient, sieve plate

$$\frac{\text{Plate thickness}}{\text{hole diameter}} = \frac{5}{12} = 0,42$$

$$\frac{A_h}{A_p} - \frac{A_h}{A_a} = 0,1165$$

$$\frac{A_h}{A_p} \times 100 = 11,65$$

Sehingga didapat nilai Orifice coefficient (C_o) = 0,72

Dry platedrop (hd)

$$Hd = 51 \times \left[\frac{U^h}{Co} \right]^2 \frac{\rho v}{\rho L}$$

Keterangan :

U^h = kecepatan uap maksimum melewati hole (m/s)

Ah = Luas hole (m²)

Uv,bot = Laju alir volumetrik uap maksimum bagian bottom (m³/s)

ρv = Densitas uap bagian Top (kg/m³)

ρL = Densitas Liquid bagian Top (kg/m³)

Co = orifice coefficient hd = dry plate drop (mm)

hd = Dry plate drop (mm)

$$hd = 51 \times \left[\frac{U^h}{Co} \right]^2 \frac{\rho v}{\rho L}$$

$$hd = 175,3486637 \text{ mm liquid}$$

Residual head (hr)

$$hr = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho L}$$

keterangan :

hr = residual head (mm)

ρL = densitas liquid bagian bottom (kg/m³)

$$hr = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho L}$$

$$hr = 15,68 \text{ mm liquid}$$

Total pressure drop (ht)

$$\begin{aligned} ht &= hd + (hw + how) + hr \\ &= 175,348 + 51,389 + 15,68 \\ &= 242,41 \text{ mm liquid} \\ &= 0,242 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= 9,81 \times 10^{-3} \times h_t \times \rho L \\ &= 9,81 \times 0,001 \times 242,41 \times 797,1160 \\ &= 1895,65 \text{ Pa} \\ &= 0,018 \text{ atm} \end{aligned}$$

b. Menara bagian Bawah

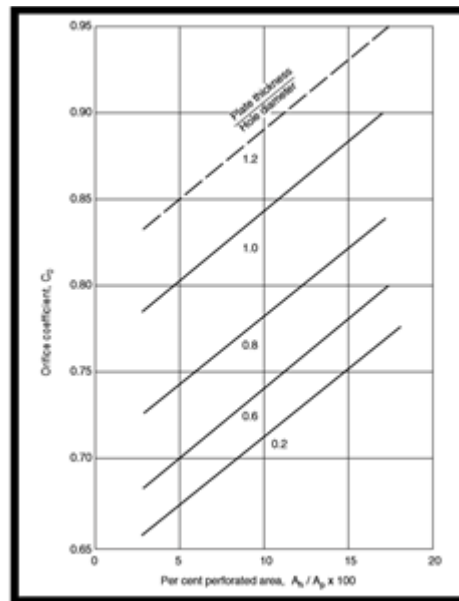
Jumlah maksimum vapour yang melewati hole (U^h)

$$U^h = \frac{Q_{v,maks}}{A_h}$$

$$U^h = \frac{4,5 \text{ m}^3/\text{s}}{0,1643}$$

$$U^h = 27,3724 \text{ m/s}$$

Dari Figure 11.34 JM. Couldson ed 6, untuk :



Gambar D.3.8 discharge Coefficient, sieve plate

$$\frac{\text{Plate thickness}}{\text{hole diameter}} = \frac{5}{12} = 0,42$$

$$\frac{A_h}{A_p} - \frac{A_h}{A_a} = 0,1165$$

$$\frac{A_h}{A_p} \times 100 = 11,65$$

Sehingga didapat nilai Orifice coefficient (C_o) = 0,72

Dry platedrop (hd)

$$H_d = 51 \times \left[\frac{U^h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho v}{\rho L}$$

Keterangan :

U^h = kecepatan uap maksimum melewati hole (m/s)

A_h = Luas hole (m²)

$U_{v,bot}$ = Laju alir volumetrik uap maksimum bagian bottom (m³/s)

ρ_v = Densitas uap bagian Top (kg/m³)

ρ_L = Densitas Liquid bagian Top (kg/m³)

C_o = orifice coefficient h_d = dry plate drop (mm)

h_d = Dry plate drop (mm)

$$h_d = 51 \times \left[\frac{U'h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L}$$

$$h_d = 76,9831 \text{ mm liquid}$$

Residual head (hr)

$$hr = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L}$$

keterangan :

hr = residual head (mm)

ρ_L = densitas liquid bagian bottom (kg/m³)

$$hr = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L}$$

$$hr = 13,48 \text{ mm liquid}$$

Total pressure drop (ht)

$$\begin{aligned} ht &= h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r \\ &= 76,9831 + 51,255 + 13,48 \\ &= 141,7552 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

$$b. = 0,1417 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= 9,81 \times 10^{-3} \times h_t \times \rho_L \\ &= 9,81 \times 0,001 \times 141,7552 \times 926,912 \\ &= 1288,71 \text{ Pa} \\ &= 0,012 \text{ atm} \end{aligned}$$

12. Downcomer Liquid Backup

a. Menara Bagian Atas

Downcomer pressure Loss (h_{ap})

Pada saat menara distilasi dioperasikan, diharapkan tidak terjadi downcomer liquid back-up. Besaran-besaran yang perlu dihitung untuk

menentukan apakah terjadi downcomer liquid back-up atau tidak adalah :

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

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

$$= 50 - 10$$

$$= 40 \text{ mm}$$

$$= 0,04 \text{ m}$$

Area under apron (Aap)

$$A_{ap} = h_{ap} \cdot IW$$

$$= 0,04 (1,2)$$

$$= 0,048 \text{ m}^2$$

Head loss in the downcomer (hdc)

$$h_{dc} = 166 \times \left[\frac{L_{m,max}}{\rho_L \cdot A_{ap}} \right]^2$$

$$h_{dc} = 166 \times \left[\frac{0,11003 \frac{kg}{s}}{797,116 \frac{kg}{m^3} \cdot 0,048} \right]^2$$

$$h_{dc} = 0,00134 \text{ mm}$$

back up di downcomer (hb)

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc}$$

$$= 51,3894 + 242,41 + 0,00134$$

$$= 293,8104 \text{ mm}$$

$$= 0,29 \text{ m}$$

$$h_b < \frac{1}{2} (l_t + h_w) = 0,88 \text{ m}$$

Ketentuan bahwa nilai h_b harus lebih kecil dari $(\text{plate spacing} + \text{weir height})/2$, telah terpenuhi. (J.M. Couldson.p.474)

b. Menara Bagian Atas

Downcomer pressure Loss (hap)

Pada saat menara distilasi dioperasikan, diharapkan tidak terjadi downcomer liquid back-up. Besaran-besaran yang perlu dihitung untuk menentukan apakah terjadi downcomer liquid back-up atau tidak adalah :

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

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

$$= 50 - 10$$

$$= 40 \text{ mm}$$

$$= 0,04 \text{ m}$$

Area under apron (Aap)

$$A_{ap} = h_{ap} \cdot IW$$

$$= 0,04 (1,2)$$

$$= 0,048 \text{ m}^2$$

Head loss in the downcomer (hdc)

$$h_{dc} = 166 \times \left[\frac{L_{m,max}}{\rho_L \cdot A_{ap}} \right]^2$$

$$h_{dc} = 166 \times \left[\frac{0,11003 \frac{kg}{s}}{797,116 \frac{kg}{m^3} \cdot 0,048} \right]^2$$

$$h_{dc} = 0,000995 \text{ mm}$$

back up di downcomer (hb)

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc}$$

$$= 51,3894 + 242,41 + 0,00134$$

$$= 192,98 \text{ mm}$$

$$= 0,192 \text{ m}$$

$$h_b < \frac{1}{2} (l_t + h_w) = 0,88 \text{ m}$$

Ketentuan bahwa nilai h_b harus lebih kecil dari $(\text{plate spacing} + \text{weir height})/2$, telah terpenuhi. (J.M. Couldson.p.474)

13. Check resident time (tr)

a. Menara Atas

$$tr = \frac{A_d \times h_b \times \rho_L}{L_{m,maks}}$$

Keterangan :

Tr = downcomer residence time

Ad = luas permukaan downcomer, m²

hb = clear liquid back-up, m

ρ_L = rapatan massa cairan, kg/m³

L_w = kecepatan massa cairan, kg/s

Jika $t_r > 3$ detik, maka tidak terjadi gelembung udara pada cairan yang masuk melalui downcomer.

$$t_r = \frac{0,259 + 0,1929 + 926,9128}{0,110034212}$$

$$t_r = 552,49 \text{ detik}$$

Ketentuan bahwa nilai T_r harus lebih besar dari 3 s telah terpenuhi.

c. Menara Bagian Bawah

$$t_r = \frac{0,259 + 0,1929 + 926,9128}{0,110034212}$$

$$t_r = 421,984 \text{ detik}$$

Ketentuan bahwa nilai T_r harus lebih besar dari 3 s telah terpenuhi.

14. Check Entrainment

a. Menara Bagian Atas

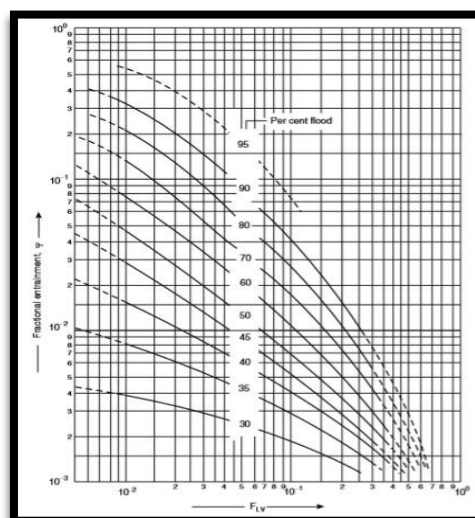
Entrainment dihitung dari % flooding, dengan persamaan :

$$\% \text{ flooding} = \frac{u_v}{u} \times 100 \%$$

Keterangan:

u_v = kecepatan uap actual, m/s

u_f = kecepatan uap perancangan, m/s



Gambar D.3.9 *Entrainment Correlation for sieve*

Persen flooding actual

$$U_v = \frac{u_{v,maks}}{A_n}$$

$$U_v = \frac{2,782}{1,903}$$

$$= 1,4619 \text{ m/s}$$

$$\% \text{flooding} = \frac{u_v}{u_f} \times 100\%$$

$$= \frac{2,7829 \text{ m/s}}{3,274 \text{ m/s}} \times 100\%$$

$$= 85\%$$

Untuk nilai $FL_v = 0,02$ dari Gambar 3.9 didapat nilai $\psi = 0,12$. ketentuan bahwa nilai ψ harus lebih kecil dari 0,1 telah terpenuhi

b. Menara Bagian Bawah

Entrainment dihitung dari % flooding, dengan persamaan :

$$\% \text{ flooding} = \frac{u_v}{u} \times 100 \%$$

Keterangan:

u_v = kecepatan uap actual, m/s

u_f = kecepatan uap perancangan, m/s

Persen flooding actual

$$U_v = \frac{u_{v,maks}}{A_n}$$

$$U_v = \frac{2,782}{1,903}$$

$$= 1,4619 \text{ m/s}$$

$$\% \text{flooding} = \frac{u_v}{u_f} \times 100\%$$

$$= \frac{2,7829 \text{ m/s}}{3,274 \text{ m/s}} \times 100\%$$

$$= 85\%$$

Untuk nilai $FL_v = 0,551$ dari Gambar 3.9 didapat nilai $\psi = 0,04$. ketentuan bahwa nilai ψ harus lebih kecil dari 0,1 telah terpenuhi.

15 Spesifikasi Tray

Diameter <i>tray</i> (Dc)	= 1,29 m	= 50,75 in
Diameter lubang (dh)	= 0,012 m	= 0.47 in
<i>Hole pitch</i> (lp)	= 0,03 m	= 1,31 in
Jumlah <i>hole</i>	= 876,82 lubang	
<i>Tray spacing</i>	= 0,55m	= 21,65 in
<i>Tray thickness</i>	= 0,005 m	= 0,197 in
Panjang <i>weir</i>	= 0,94 m	= 37,04 in
Tinggi <i>weir</i>	= 0,05 m	= 1,97 in
Material <i>tray</i>	= Carbon steel (SA-285) grade C Material	
<i>downcomer</i>	= Carbon steel (SA-285) grade C	

LAMPIRAN D
PERENCANAAN ALAT UTAMA
(TUGAS KHUSUS)

D.1 Reaktor *Fixed Bed Multitube* / Ariken Subriandi (190140025)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi *Toluene* dengan penambahan katalis *Methanol* sehingga menghasilkan *Paraxylene*.

Jenis : Reaktor *Fixed Bed Multitube*

Fase : Gas

Kondisi Operasi :

Suhu = 450°C

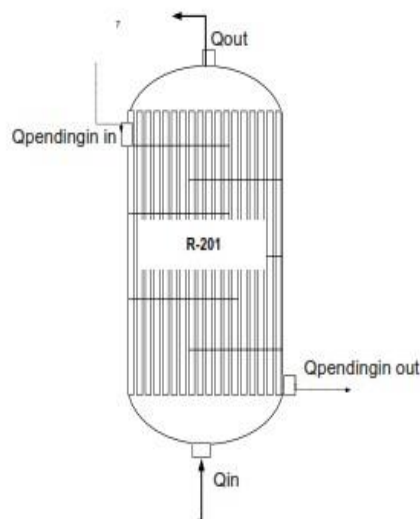
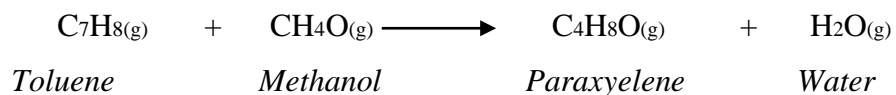
Tekanan = 2,4atm

Katalisator = H-ZSM 5

Jenis reaksi = Eksotermis

Konversi = 95%

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor adalah :



Gambar D.1 Reaktor *Fixed Bed Multitube*

Berikut ini adalah neraca massa dan neraca energi reaktor (R-201).

Perhitungannya dapat dilihat pada lampiran A dan lampiran B.

Tabel D.1 Neraca Massa Reaktor (R-201).

Komponen	Masuk		Keluar	
	Kg/Jam	Kmol/Jam	Kg/Jam	Kmol/Jam
Toluena				
- C ₇ H ₈	16.437,7443	178,3981	0,8265	0,0089
- H ₂ O	32,4612	1,8018	32,4612	1,8018
Methanol				
- CH ₄ O	6.016,7652	187,7780	300,8382	9,3889
- H ₂ O	33,7441	1,8731	33,7441	1,8731
Paraxilene	-	-	18.939,39394	178.4229
Air	-	-	3.213,9523	178.4229
Total	22.520,7150	369,8511	22.520,9624	369,8760

Tabel D.2 Neraca Energi pada Reaktor (R-201).

Komponen	Panas Masuk (Kj/Jam)	Panas Generasi (Kj/Jam)	Panas Keluar (Kj/Jam)	Panas Serap (Kj/Jam)
	Δh_{in}	Δh_{reaksi}	Δh_{out}	Δh_{serap}
C ₇ H ₈	5.309.249,512	51.526,038	267,8461	-513.030,556
CH ₄ O	3.424.374,294		171.218,714	
C ₈ H ₁₀	1.255,354		6.607.153,988	
H ₂ O	52.519,105		2.573.315,008	
Subtotal	8.787.398,963	51.526,038	9.351.955,557	-513.030,556
Total	8.838.925,001		8.838.925,001	

A. Data Fisis dan Termal

Kondisi campuran gas yang bereaksi di dalam reaktor setiap saat mengalami perubahan untuk tiap *increment* panjang reaktor. Persamaan yang digunakan untuk menghitung kondisi campuran gas tersebut adalah sebagai berikut :

1. Menghitung berat molekul umpan

Berat molekul umpan merupakan berat molekul campuran gas yang dapat dihitung dengan persamaan :

$$BM \text{ campuran} = \sum (B_{mi} \cdot y_i) \dots\dots\dots(D.1)$$

Dengan :

B_{mi} = berat molekul komponen i, kg/kmol

Y_i = fraksi mol gas i

Tabel D.3 Berat Molekul Umpan

Komponen	B_{mi}	x_i	$B_{mi} \times x_i$
C_7H_8	92.14	0,99	91,2186
H_2O	18,01528	0,01	0.1801
CH_4O	32.04	0,99	31,7196
H_2O	18,01528	0,01	0,1801
BM campuran			123,2985

Diperoleh BM campuran = 123,2985 kg/mol

2. Menghitung densitas campuran

Campuran gas mengikuti hukum gas ideal

$$PV = n R T$$

$$\dots\dots\dots(D.2) \quad n/v \text{ BM camp} =$$

$$P/RT \text{ BM camp} \quad \rho \text{ camp} = P/RT \text{ BM camp} \text{ dengan :}$$

$$P = \text{tekanan umpan masuk} = 2,4 \text{ atm}$$

$$R = 0,0821 \text{ atm m}^3/\text{kmol K}$$

$$T = \text{suhu umpan masuk} = 723,15 \text{ K}$$

$$\text{Sehingga } \rho \text{ camp} = \frac{2,4}{0,0821 \times 723} \times 123,2985$$

$$= 4,9842 \text{ kg/m}^3$$

Laju Alir Massa Masuk (W) = 22.520,7150 kg/jam

Perhitungan:

Volumetric Flowrate (Q)

$$Q = \frac{W}{\rho_{\text{camp}}} \dots \dots \dots (D.3)$$

$$Q = \frac{22.520,7150 \text{ kg/jam}}{4,9842 \text{ kg/m}^3}$$

$$Q = 4.518,34 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menentukan C_{AO}

$$C_{AO} = P_{AO}/RT$$

$$= 2,4 \text{ atm} / 0,0821 \text{ atm m}^3/\text{kmol K} \times 723,15 \text{ K}$$

$$= 0,0404 \text{ kmol/ m}^3$$

$$F_{AO} = C_{AO} \times Q$$

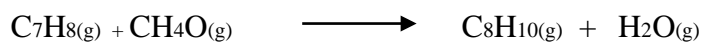
$$= 0,0404 \text{ kmol/ m}^3 \times 4.518,34 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 182,6519 \text{ kmol/jam}$$

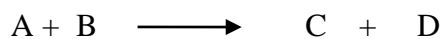
B. Laju Reaksi

Reaksi *Alkilasi Toluene* termasuk reaksi orde satu. Dari segi kinetika, kecepatan reaksi *Alkilasi Toluene* akan bertambah cepat dengan naiknya *temperature*.

Reaksi :



Atau bisa di sederhanakan menjadi :



Konstanta kecepatan reaksi (k) dicari dengan persamaan Arrhenius:

$$(k) = A \exp^{-E_a/RT} \dots \dots \dots (D.4)$$

(Levenspiel, 1999)

dimana:

$$A = \text{frekuensi tumbukan} = 403 \text{ mol/g h atm}$$

$$\begin{aligned}
 E_a &= \text{Energi aktivasi} && = 45,7 \text{ kJ/mol} \\
 R &= \text{Konstanta gas ideal, } 8,314 \text{ J/mol K} = 8,314 \times 10^{-3} \text{ kJ/mol K} \\
 T &= \text{Suhu, } 450^\circ\text{C} && = 723,15 \text{ K} \\
 (k) &= 403 \exp/8,314 \times 10^{-3} \times 723,15 \\
 &= 1.866,4258 \text{ /jam}
 \end{aligned}$$

Persamaan untuk menghitung konstanta kecepatan reaksi pada $t_0 = C_{A0}$ dan $t = C_A$ dimana konversi reaktor adalah 95%, maka:

$$\begin{aligned}
 C_A &= C_{A0} (1 - X_A) \\
 &= C_{A0} - 0,95 C_{A0} \\
 &= 0,05 C_{A0} \\
 &= 0,05 \times 0,0404 \text{ kmol/m}^3 \\
 &= 0,002021 \text{ kmol/m}^3 \\
 -r_A &= k \cdot C_A \\
 &= 1.866,4258 \text{ jam}^{-1} \times 0,002021 \text{ kmol/m}^3 \\
 &= 3,7724 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam}
 \end{aligned}$$

Menghitung Waktu Tinggal

$$\begin{aligned}
 -r_A &= k \cdot C_A \\
 -\frac{dC_A}{dt} &= k \cdot C_A \\
 -\int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dC_A}{C_A} &= k \cdot \int dt \\
 -(\ln C_A - \ln C_{A0}) &= k \cdot t \\
 \ln \frac{C_{A0}}{C_A} &= k \cdot t \\
 \ln \frac{0,0404}{0,00202} &= 1866,4258 \times t \\
 2,9957 &= 1866,4258 \times t \\
 t &= \frac{2,9957}{1866,4258} \\
 t &= 0,001605064 \text{ jam} \\
 t &= 5,7782 \text{ detik}
 \end{aligned}$$

Menentukan Volume Reaktor

$$F_{A0} dX_A = (-r_A) dV \quad (\text{Levenspiel, 1999})$$

$$\int_0^V \frac{dV}{FAO} = \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A}$$

$$\frac{1}{FAO} (V - 0) = \frac{1}{-r_A} (X_A - 0)$$

$$\frac{V}{FAO} = \frac{X_A}{-r_A}$$

$$V = \left(\frac{1}{-r_A} \times FAO \right)$$

$$V = 0,95 \times 3,7724 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam} \times 182,6519 \text{ kmol/jam}$$

$$V = 45,9967 \text{ m}^3$$

1. Menghitung Berat Katalis (W)

a. Spesifikasi katalis

Bahan katalis	= H-ZSM 5
Bentuk	= Padat berpori
Umur katalis	= 3-5 tahun
Molar Mass	= 81,38 g/mol
Diameter katalis	= 7,38 mm = 0,738 cm = 0,00738 m
Porositas	= 0,365 m ³ /m ³
Density	= 585 kg/m ³
Melting Point	= 1975 °C (3587 °F; 2248 K)
Boiling Point	= 1975 °C (3587 °F; 2248 K)
Solubility In Water	= 0,0004%
Magnetic Susceptibility	= -46 · 10 ⁻⁶ cm ³ /mol
pure volume	= 0,1 – 0,5 cm ³ /gram
Specified surface area	= ≥ 200 ± 50 gr ³ /cm

b. Menentukan Spesifikasi Tube yang Digunakan

Dalam menentukan diameter *tube*, Colburn (Smith, P 571) menyatakan hubungan pengaruh rasio (Dp/Dt) atau perbandingan diameter katalis dengan diameter pipa dengan koefisien transfer panas pipa berisi katalis dibanding koefisien transfer panas konveksi pada dinding kosong.

Dp/Dt	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25
Hw/h	5,5	7,0	7,8	7,5	7,0

Dimana :

Dp/Dt = rasio diameter katalis per diameter pipa

Hw/h = rasio koefisien transfer panas pipa berisi katalis terhadap koefisien transfer panas pada pipa kosong

Dari data diatas hw/h terbesar pada 7,8 pada $(D_p/D_t) = 0,15$

$$D_t = D_p/0,15 = 0,29/0,15 = 1,9370 \text{ in}$$

Untuk pipa komersial : (kern,1983)

$$\text{NPS} = 1,5 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1,61 \text{ in} = 0,04826 \text{ m} = 4,826 \text{ cm}$$

$$\text{OD} = 1,9 \text{ in} = 0,04894 \text{ m} = 4,894 \text{ cm}$$

$$a' = 0,0142 \text{ in}^2$$

Aliran dalam pipa adalah aliran turbulen maka $N_{re} = 4200$

$$N_{re} = 4200 \text{ (nilai RE yang biasa dipakai pada fase gas)}$$

$$\mu \text{ (viskositas)} = 0,019228 \text{ g/cm.s}$$

$$D_t = 0,783 \text{ cm}$$

$$G \text{ (umpan total)} = 22520,771503 \text{ Kg/jam}$$

$$= 6255,754174 \text{ gr/s}$$

c. Menghitung kecepatan massa per satuan luas (G_t)

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{\mu N_{re}}{D_t} \dots\dots\dots (D.5) \\ &= \frac{0,005341062 \text{ Kg/m.jam} \times 172455,8211}{0,0492} \\ &= 18721,4786 \text{ kg/m}^2.\text{jam} \end{aligned}$$

d. Mencari luas penampang total (A_t)

$$\begin{aligned} A_t &= \frac{G}{G_t} \dots\dots\dots (D.6) \\ &= \frac{22520,7155 \text{ Kg/jam}}{18721,4786 \text{ Kg/m}^2.\text{Jam}} \\ &= 1,202934635 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

e. Mencari luas penampang segitiga (A_0)

$$A_0 = \frac{\pi}{4} \text{ID}^2 \dots\dots\dots (D.6)$$

$$= (3,14/4) \times (0,0409)^2$$

$$= 0,001313156 \text{ m}^2$$

f. Menghitung Jumlah Tube At

$$N_t = A_t / A_o \dots\dots\dots (D.7)$$

$$= \frac{1,202934635 \text{ m}^2}{0,001313156 \text{ m}^2}$$

$$= 916,06$$

$$= 916 \text{ buah tube}$$

Z panjang tube standar 24 ft = 7,3152 m

2. Menentukan Massa Katalis dan Volume Tumpukan Katalis

a. Menghitung massa katalis

$$W = \frac{\pi}{4} (IDt^2) (1-e) N_t \rho_b \cdot Z \dots\dots\dots (D.8)$$

$$= \frac{3,14}{4} (0,0409 \text{ m})^2 (1-0,365) 916 \times 585 \text{ Kg/m}^3 \times 7,3152 \text{ m}$$

$$= 3268,871322 \text{ Kg}$$

b. Menghitung volume tumpukan katalis

$$\text{Volume} = \frac{W}{\rho_B} \dots\dots\dots$$

..(D.9)

$$= \frac{3628,87132 \text{ Kg}}{585 \text{ Kg/m}^3}$$

$$= 5,58781 \text{ m}^3$$

3. Mechanical Design Reactor

a. *Tube*

Ukuran *tube* (kern,1983):

Susunan *tube* = *triangular pitch*.

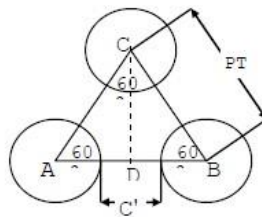
Bahan = *stainless steel*

Diameter nominal (NPS) = 1,5 in

OD = 1,9 in = 0,04826 m

ID	= 1,61 in	= 0,040894 m
<i>Schedule number</i>	= 40	
Flow area perpipa	= 2,04 in ²	= 0,001316126 m ²
Panjang pipa (L)	= 24 ft	= 7,3152 meter

Susunan pipa yang digunakan adalah *triangular pitch* (segitiga sama sisi) dengan tujuan agar memberikan turrbulensi yang lebih baik, sehingga akan memperbesar koefisien transfer panas konveksi (h_o). Sehingga transfer panasnya lebih baik dari *square pitch* (Kern,1983).



Gambar D.2 Susunan *triangular pitch*

$$\begin{aligned} \text{Tebal pipa} &= (\text{OD}-\text{ID})/2 \\ &= (1,9 - 1,61)/2 \\ &= 0,145 \text{ in} = 0,0035525 \text{ m} \end{aligned}$$

Jarak antar pusat pipa (PT)

$$\begin{aligned} \text{Pitch tube (PT)} &= 1,25 \text{ OD} \\ &= 1,25 \times 1,9 \\ &= 2,375 \text{ in} \\ &= 0,060352 \text{ m} \end{aligned}$$

Jarak antar pipa (*Clearance*)

$$\begin{aligned} \text{Clearance (C')} &= \text{PT} - \text{OD} \\ &= 2,375 - 1,9 \\ &= 0,475 \text{ in} \\ &= 0,012065 \text{ m} \end{aligned}$$

Koefisien transfer panas dalam pipa

$$H_i = 0,03 \times \left(\frac{\text{ID} \times G_t}{\mu_t} \right)^{0,8} \left(\frac{C_p \times \mu_t}{k_t} \right)^{0,33} \left(\frac{k_t}{\text{ID}_t} \right) \dots \dots \dots \text{(D.10)}$$

$$\text{ID} = \text{diameter dalam tube} = 1,61 \text{ in}$$

Gt	= kecepatan massa	= 18721,4786 kg/m·jam
μ (viskositas)	= 0,02545 cP	= 0,005341062 kg/m.jam
Cp	= Kapasitas panas	= 0,6389 Btu/lb.mol.F
kt	= Konduktivitas panas	= 0,0606 Btu/hr.ft.F

Dimana :

$$Pr = Cp \cdot u / kf = \frac{0,6389 \frac{\text{Btu}}{\text{lb.f}} \times 0,005341062 \frac{\text{Kg}}{\text{m.jam}}}{0,0606 \frac{\text{Btu}}{\text{m.jam.f}}} = 0.05631$$

$$Hi = 0,03 \times \left(\frac{1,61 \times 18721,4786}{0,005341062} \right)^{0,8} \left(\frac{0,6389 \times 0,005341062}{0,0606} \right)^{0,33} \left(\frac{0,0606}{1,61} \right)$$

$$= 61,3431 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

$$Hio = \frac{ID}{OD} \times Hi$$

$$= \frac{1,61}{1,9} \times 61,3431$$

$$= 10,64639 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

$$At = N_t \times a_t' \dots\dots\dots(D.13)$$

$$= 916 \times \frac{\pi}{4} IDt^2$$

$$= 916 \times \frac{3,14}{4} (1,61)^2$$

$$= 1,20258 \text{ m}^2$$

b. Shell

Bahan yang digunakan adalah *stainless steel SA 167 grade 11 type 316*

Ukuran *shell*

Diameter dalam *shell* (IDs)

$$IDs = \sqrt{\frac{4 \times N_t \times P_T^2 \times 0.8090}{\pi}} \dots\dots\dots(D.16)$$

$$= \sqrt{\frac{4 \times 916 \times (0.06039 \text{ m})^2 \times 0.866}{3.14}}$$

$$= 1,85353 \text{ m}$$

Menghitung *baffle space* (B)

$$B = 0,3 \times \text{IDs}$$

$$= 0,3 \times 1,2159 \text{ m}$$

$$= 0,5560 \text{ m} = 21,8920 \text{ in}$$

Koefisien transfer panas dalam *shell*

Shell side atau bundle crossflow area (as)

$$\text{as} = \frac{(\text{Pt}-\text{OD}) \times \text{IDs} \times B}{\text{Pt}} \dots \dots \dots (D.17)$$

$$= \frac{(0,06032-1,9) \times 1,85353 \times 0,5560}{0,06032}$$

$$= 0.20613 \text{ m}^2$$

$$= 2,2188 \text{ ft}^2$$

Mass velocity (Gs)

$$W = \text{Laju alir pendingin} = 1820,7255 \text{ kg/jam} = 4014,0077 \text{ lb/jam}$$

$$G_s = \frac{W \text{ Pendingin}}{\text{as}} \dots \dots \dots (D.18)$$

$$= \frac{4014,0077 \text{ lb/jam}}{2,2188 \text{ ft}^2}$$

$$= 1809,0810 \text{ lb/jam ft}^2$$

Equivalent diameter (De)

$$\text{Des} = \frac{4 \times \left(0,5 \text{ Pt} \times 0,866 \times (\text{Pt} - 0,5) \times \pi \times \frac{\text{OD}^2}{4} \right)}{0,5 \times \pi \times \text{OD}} \dots \dots \dots (D.19)$$

$$= \frac{4 \times \left(0,5 \times 0,060325 \times 0,866 \times (0,060325 - 0,5) \times \pi \times \frac{0,04826^2}{4} \right)}{0,5 \times \pi \times 0,04826}$$

$$= 0,0712 \text{ m}$$

Reynold Number (Re)

$$\text{Re} = \frac{\text{De } G_s}{\mu \text{ Pendingin}} \dots \dots \dots (D.20)$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{0,234 \times 1809,0810}{0,049451} \\
 &= 8536,1865 (>4000 = \text{turbulen}) \\
 \text{Ho} &= 0,36 \left(\frac{Kp}{0,1} \right) \left(\frac{\text{Des Gs}}{\mu p} \right)^{0,55} \left(\frac{CPp}{\mu p} \right)^{1/3} \dots\dots\dots(\text{D.21})
 \end{aligned}$$

Dengan :

Kp = konduktivitas Pendingin = 0,03469056 Btu/hr.ft.F

CPp = kapasitas Pendingin = 0,53947 Btu/lb.F

μp = viskositas Pendingin = 0,049451 lb/ft jam

Maka,

$$\begin{aligned}
 \text{Ho} &= 0,36 \left(\frac{0,03469056}{0,1} \right) \left(\frac{0,234 \times 1809,0810}{0,049451} \right)^{0,55} \left(\frac{0,53947}{0,049451} \right)^{1/3} \\
 &= 16,62220 \text{ btu/jamFt}^2\text{f}
 \end{aligned}$$

Dirt Factor (Rd)

- Rd sheel = 0,0015 hr.ft².°F/Btu

- Rd tube = 0007 hr.ft².°F/Btu

- Rd total = 0,0022 hr.ft².°F/Btu

Koefisien Perpindahan Panas *Overall Clean* dan *Design* koefisien perpindahan panas *overall clean* dihitung dengan rumus :

$$\begin{aligned}
 \text{Uc} &= \frac{\text{hio} \times \text{ho}}{\text{hio} + \text{ho}} \dots\dots\dots(\text{D.22}) \\
 &= \frac{10,64639 \times 16,62220}{10,64639 + 16,62220} \\
 &= 6,48975 \text{ Btu/ hr.ft}^2\text{.°F}
 \end{aligned}$$

Harga koefisien perpindahan panas *overall design* dihitung dengan rumus :

$$\begin{aligned}
 \text{Ud} &= \frac{1}{\frac{1}{\text{Uc}} + \text{Rd}} \dots\dots\dots(\text{D.23}) \\
 &= \frac{1}{\frac{1}{6,48975} + 0,004} \\
 &= 6,3255 \text{ Btu/ hr.ft}^2\text{.°F}
 \end{aligned}$$

Pressure drop di shell

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \phi_s} \dots\dots\dots (D.24)$$

Dimana :

IDs = diameter *shell* (IDs) = 6,0811 ft
Mass velocity (Gs) = 1809,0810 lb/jam.ft²
Equivalent diameter (De) = 0,2334 ft
 Φ_s = *corrected coefficient s* = 1 (Tabel 6 Qern)
 f = 0,035 (fig 29 Qern)
 $(N+1) = \frac{12L}{B} = 13,1520$ ft

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \phi_s} \dots\dots\dots (D.25)$$

$$\Delta P_s = \frac{0,035 \cdot (1809,0810)^2 \cdot 6,0811 (13,1520)}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,2334 \cdot 1}$$

= 0,0002869 psi

Tebal *shell*

Spesifikasi bahan Carbon *Steel SA-283 grade C*

Tekanan yang diijinkan (P) = 42,324192 psi
 Efisiensi sambungan (E) = 0,8 (*double welded joint*)
Corrosion allowanced = 0,125 in

Tebal *shell* dihitung dengan persamaan

$$t_s = \frac{P \cdot r}{(f \cdot E) - (0,6P)} + C \dots\dots\dots (D.26)$$

$$= \frac{42,3242 \times 24,3245}{(18750 \times 0,8) - (0,6 \times 42,3242)} + 0,125$$

$$= 0,31875 \text{ in}$$

t_s : tebal *shell*,

P : tekanan dalam reaktor, psi

r : jari-jari dalam *shell* = $\frac{1}{2} \times \text{IDs} = 0,5 \times 47,8706 \text{ in} = 24,3245 \text{ in}$

E : efisiensi pengelasan ; 0,8 C

C : faktor korosi 0,125 f :

(Brownell& Young.1979)

Diameter luar *shell* (ODs)

$$\begin{aligned} \text{ODs} &= \text{IDs} + 2t_s \dots\dots\dots (D.27) \\ &= 72,9736 \text{ in} + 2 (0,31875) = 73,6112 \text{ in} \end{aligned}$$

5. *Head dan Bottom*

Untuk menentukan bentuk *head* ada 3 pilihan :

1. *Flange and standard Dished Head*

Digunakan untuk vessel proses vertikal bertekanan rendah, terutama digunakan untuk tangki penyimpanan horizontal, serta untuk menyimpan fluida yang volatil.

2. *Torispherical flanged and dished head*

Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15-200 psig

3. *Elliptical flanged and dished head*

Digunakan untuk tangki dengan tekanan tinggi dalam rentang 100 psig dan tekanan diatas 200 psig (Brownell and young, 1959).

Bentuk *head and bottom* yang digunakan adalah *Torispherical flanged and dished head* yang sesuai dengan kisaran tekanan sistem yaitu 15-200 psi. Bahan yang digunakan untuk membuat *head and bottoms* sama dengan bahan *shell* Carbon

Steel SA-283 grade C

Menentukan *inside radius corner* (icr) dan *corner radius*(rc)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2t_s \\ &= 72,9736 \text{ in} + 2 (0,31875) \\ &= 73,6112 \text{ in} \end{aligned}$$

Dibulatkan menjadi 48 in untuk menentukan icr dan rc

Diketahui tebal $t = 0,31875 \text{ in}$

Maka berdasarkan tabel 5.7 Brownell and Young :

$$\text{icr} = 3,625 \text{ in}$$

$$\text{rc} = 60 \text{ in}$$

$$\text{maka : W} = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{\text{rc}}{\text{icr}}} \right) \dots\dots\dots (D.28)$$

$$= \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{60}{3,625}} \right)$$

$$= 1,7671 \text{ in}$$

Tebal *head* minimum dihitung dengan persamaan berikut:

$$th = \frac{P.rc.w}{(2fe)-(0,2.P)} + C \dots\dots\dots (D.29)$$

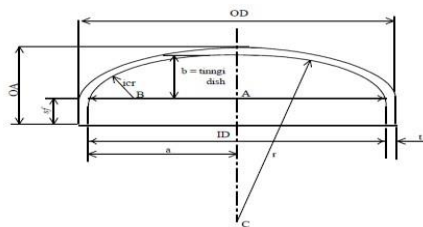
$$= \frac{42,3242 \times 60 \times 1,7671}{(2 \times 18750 \times 0,8) - (0,2 \times 42,3242)}$$

$$= 0,3996 \text{ in}$$

Untuk $th = 0,5 \text{ in}$, dari tabel (Brownell and Young, 1959) diperoleh :

$$sf = 3 \text{ in} = 0,2502 \text{ ft}$$

Spesifikasi *head* :



Gambar D.3 Desain *head* pada reaktor

Depth of dish (b)

$$B = rc - \sqrt{(rc-icr)^2 - \left(\frac{ID_s}{2} - icr\right)^2} \dots\dots\dots (D.30)$$

$$= 60 - \sqrt{(60-3.625)^2 - \left(\frac{72,9736}{2} - 3,625\right)^2}$$

$$= 14,1934 \text{ in}$$

Tinggi Head (OA)

$$OA = th + b + sf$$

$$= 0,5 + 14,193 + 3$$

$$= 17,6309 \text{ in}$$

Jadi tinggi *head* = 17,6309 in = 0,4478 m

5. Tinggi Reaktor

Dari hasil perhitungan diperoleh tinggi tumpukan katalis yang dibutuhkan yaitu 5,588 m

Tinggi *shell* = tinggi pipa standar yang digunakan

$$= 24 \text{ ft}$$

$$= 7,31520 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi reaktor} = \text{tinggi shell} + 2 (\text{tinggi head})$$

$$= 7,31520 + 2 (0,4478)$$

$$= 8,036 \text{ m} = 26,365 \text{ ft}$$

6. Luas Permukaan Reaktor

a. Luas reaktor bagian dalam

Luas *shell* bagian dalam

$$\text{Ashi} = \pi \times \text{IDs} \times \text{tinggi shell} \dots\dots\dots (\text{D.31})$$

$$= 3,14 \times 1.85353 \text{ m} \times 7,3152 \text{ m}$$

$$= 42,5751 \text{ m}^2$$

Luas *head* dan *bottom* bagian dalam

$$\text{Ahbi} = 2 \times ((\pi \times \text{IDs} \times \text{sf}) + (\pi/4 \times \text{IDs}^2)) \dots\dots\dots (\text{D.32})$$

$$= 2 \times ((3,14 \times 1.85353 \text{ m} \times 0,0762 \text{ m}) + (3,14/4 \times 1.85353 \text{ m}^2))$$

$$= 6,3250 \text{ m}^2$$

Jadi luas reaktor bagian dalam :

$$= \text{Ashi} + \text{Ahbi}$$

$$= 42,5751 \text{ m}^2 + 6,3250 \text{ m}^2$$

$$= 49,3749 \text{ m}^2$$

Luas reaktor bagian luar

$$\text{Asho} = \pi \times \text{ODs} \times \text{tinggi shell} \dots\dots\dots (\text{D.33})$$

$$= 3,14 \times 1,8697 \text{ m} \times 7,3152 \text{ m}$$

$$= 42,9470 \text{ m}^2$$

Luas *head* dan *bottom* bagian luar

$$\text{Ahbo} = 2 \times ((\pi \times \text{ODs} \times \text{sf}) + (\pi/4 \times \text{ODs}^2)) \dots\dots\dots (\text{D.34})$$

$$= 2 \times ((3,14 \times 1,8697 \text{ m} \times 0,0762 \text{ m}) + (3,14/4 \times (1,8697 \text{ m})^2))$$

$$= 6,4279 \text{ m}^2$$

Jadi luas reaktor bagian luar :

$$= \text{Asho} + \text{Ahbo}$$

$$= 42,9470 \text{ m}^2 + 6,4279 \text{ m}^2$$

$$= 49,3749 \text{ m}^2$$

7. Volume Reaktor

- a. volume head and bbottom volume head tanpa sf (V_h) = $0,000049 \text{ IDs}^3$
(Brownel & young,1959)

$$\begin{aligned} V_{hb} &= 2 (\text{volume head tanpa sf} + \text{volume head pada sf}) \\ &= 2 (0,000049 \text{ IDs}^3) + (\pi/4 \text{ IDs}^2 \text{ sf}) \\ &= 2 (0,000049(1.85353 \text{ m})^3 + 3,14/4 (1.85353 \text{ m})^2 (0,0762 \text{ m})) \\ &= 0,20613 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

- b. Volume Shell

$$\begin{aligned} V_s &= \pi/4 \text{ IDs}^2 L_s \dots\dots\dots(D.35) \\ &= 3,14/4 (0,040894 \text{ m})^2 (7,315 \text{ m}) \\ &= 0,00961 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume reaktor} &= \text{volume head and bottom} + \text{volume shell} \dots\dots\dots(D.36) \\ &= 0,20613 \text{ m}^3 + 0,00961 \text{ m}^3 \\ &= 0,21573 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

8. Nozzle Umpan dan Steam pada Reaktor

Saluran dibuat dengan menggunakan bahan *carbon steel*. Diameter optimum *tube* yang *carbon steel* dan alirannya turbulen ($N_{re} > 2100$) dihitung dengan persamaan :

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

(Brownel,1959)

Dengan :

$D_{i \text{ opt}}$ = diameter dalam pipa, in

G = kecepatan aliran massa fluida, kg/jam

ρ = densitas fluida, kg/m³

Pengecekan bilangan *reynold*

$$N_{Re} = \frac{G \times ID_{\text{pipe}}}{a' \times \mu}$$

Dengan :

G = kecepatan aliran massa fluida, kg/jam

- ID = diameter dalam pipa, m
 μ = viskositas fluida, kg/m.jam
 a' = flow area, m²

a. Nozzle Umpan

1. *Nozzle* Aliran Bahan Baku Masuk

Diketahui :

$$G = 22520,7150 \text{ kg/jam}$$

$$\rho = 4,9842 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0,0192 \text{ cp}$$

maka :

$$\begin{aligned} di_{opt} &= 3,9 \cdot G^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\ &= 3,9 (22520,7150 \text{ kg/jam})^{0,45} (4,9842 \text{ kg/m}^3)^{0,13} \\ &= 258,9703 \text{ mm (10 in)} \end{aligned}$$

Dari tabel 11 (kern,1965) diperoleh

$$\text{Nominal pipe size} = 10 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

$$\text{OD} = 8,265 \text{ in} = 0,2190 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 7,981 \text{ in} = 0,2027 \text{ m}$$

$$\text{Flow area per pipe, } a' = 50 \text{ in}^2 = 0,032258 \text{ m}^2$$

Pengecekan bilangan *reynold*

$$N_{re} = \frac{G \times ID_{pipe}}{a' \times \mu} \dots\dots\dots (D.37)$$

$$\begin{aligned} &= \frac{22520,7150 \times 0,2027}{0,032258 \times 0,0192} \\ &= 7360471,56 \text{ (Turbulen)} \end{aligned}$$

Maka anggapan menggunakan aliran turbulen adalah benar

Spesifikasi *nozzle* standar (Brownell and Young, 1959, App F item 1 & 2 hal 349)

$$\text{Size} = 10 \text{ in}$$

$$\text{OD of pipe} = 10,75 \text{ in}$$

<i>Flange nozzle thickness (n)</i>	= 0,500 in
<i>Diameter of hole in reinforcing plate (DR)</i>	= 10,875 in
<i>Length offside of reinforcing plate, L</i>	= 24,5 in
<i>Width of reinforcing plate, W</i>	= 30,125 in
<i>Distance, shell to flange face, outside, J</i>	= 10 in
<i>Distance, shell to flange face, inside, K</i>	= 8 in
<i>Distance from bottom of tank to center of nozzle</i>	
- <i>Regular, type H</i>	= 15 in
- <i>Low, type C</i>	= 12,25 in

b. Nozzle Produk 1.

Nozzle Aliran Produk

Diketahui :

$$G = 22520,7150 \text{ kg/jam}$$

$$\rho = 4,9842 \text{ kg/m}^3$$

maka :

$$\begin{aligned} di_{opt} &= 3,9 \cdot (22520,7150)^{0,45} \cdot (4,9842)^{0,13} \\ &= 8,959 \text{ (10,00 in)} \end{aligned}$$

Dari tabel 11 (kern,1965) diperoleh

$$\text{Nominal pipe size} = 10 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

$$\text{OD} = 10,75 \text{ in} = 0,2730 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 10,02 \text{ in} = 0,2545 \text{ m}$$

$$\text{Flow area per pipe, } a' = 50 \text{ in}^2 = 0,032258 \text{ m}^2$$

Pengecekan bilangan reynold

$$\begin{aligned} NRe &= \frac{G \times ID_{\text{pipe}}}{a' \times \mu} \\ &= \frac{22520,7150 \times 0,2027}{0,032258 \times 0,0192} \\ &= 7360471,56 \text{ (turbulen)} \end{aligned}$$

Maka anggapan menggunakan turbulen adalah benar

Spesifikasi *nozzle* standar

$$\text{Size} = 10 \text{ in}$$

<i>OD of pipe</i>	= 10,75in
<i>Flange nozzle thickness (n)</i>	= 0,5in
<i>Diameter of hole in reinforcing plate (DR)</i>	= 10,875in
<i>Length offside of reinforcing plate, L</i>	= 24,5 in
<i>Width of reinforcing plate, W</i>	= 30,125in
<i>Distance, shell to flange face, outside, J</i>	= 10 in
<i>Distance, shell to flange face, inside, K</i>	= 8 in
<i>Distance from bottom of tank to center of nozzle</i>	
- Regular, type H	= 15 in
- Low, type C	= 12,25 in

c. Nozzle Pendingin Masuk

Diketahui :

$$G = 1820,7254 \text{ Kg/jam}$$

$$\rho = 0,486 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu = 0,03361 \text{ cp}$$

maka :

$$di_{opt} = 3,9 \cdot (1820,7254)^{0,45} \cdot (0,486)^{0,13}$$

$$= 2,6 \text{ in}$$

Dari tabel 11 (kern,1965) diperoleh

$$\text{Nominal pipe size} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in} = 0,0604 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in} = 0,0525 \text{ m}$$

$$\text{Flow area per pipe, } a' = 3,35 \text{ in}^2 = 0,0022 \text{ m}^2$$

Pengecekan bilangan *reynold*

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \frac{G \times \text{ID}_{\text{pipe}}}{a' \times \mu} \\ &= \frac{1820,7254 \times 2,067}{3,35 \text{ in}^2 \times 0,03361} \\ &= 705454,0804 \text{ (turbulen)} \end{aligned}$$

Maka anggapan menggunakan turbulen adalah benar

Spesifikasi *nozzle* standar (Brownell and Young, 1959, App F item 1 & 2 hal 349)

- Size* = 2 in
OD of pipe = 2,38 in
Flange nozzle thickness (n) = 0,218 in
Diameter of hole in reinforcing plate (DR) = 2,5 in
Length offside of reinforcing plate, L = 10 in
Width of reinforcing plate, W = 12,625 in
Distance, shell to flange face, outside, J = 6 in
Distance, shell to flange face, inside, K = 6 in
Distance from bottom of tank to center of nozzle
 - *Regular, type H* = 7 in
 - *Low, type C* = 3,5 in

d. Nozzle Steam Keluar

Diketahui :

$$G = 1820,7254 \text{ Kg/jam}$$

$$\rho = 0,486 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu = 0,03361 \text{ cp}$$

maka :

$$di_{opt} = 3,9 \cdot (1820,7254)^{0,45} \cdot (0,486)^{0,13}$$

$$= 2,6 \text{ in}$$

Dari tabel 11 (kern,1965) diperoleh

$$\text{Nominal pipe size} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in} = 0,0604 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in} = 0,0525 \text{ m}$$

$$\text{Flow area per pipe, } a' = 3,35 \text{ in}^2 = 0,0022 \text{ m}^2$$

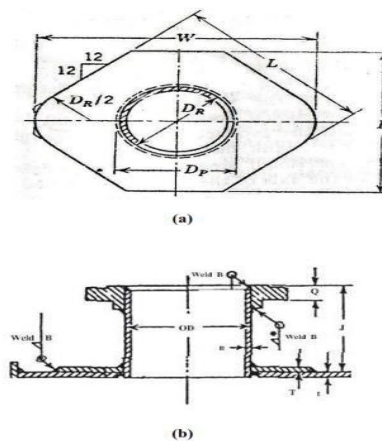
Pengecekan bilangan *reynold*

$$\begin{aligned}
 \text{NRe} &= \frac{G \times \text{ID}_{\text{pipe}}}{a' \times \mu} \\
 &= \frac{1820,7254 \times 2,067}{3,35 \text{ in}^2 \times 0,03361} \\
 &= 705454,0804 \text{ (turbulen)}
 \end{aligned}$$

Maka anggapan menggunakan turbulen adalah benar

Spesifikasi *nozzle* standar (Brownell and Young, 1959, App F item 1 & 2 hal 349)

Size	= 2 in
OD of pipe	= 2,38 in
Flange nozzle thickness (n)	= 0,218 in
Diameter of hole in reinforcing plate (DR)	= 2,5 in
Length offside of reinforcing plate, L	= 10 in
Width of reinforcing plate, W	= 12,625 in
Distance, shell to flange face, outside, J	= 6 in
Distance, shell to flange face, inside, K	= 6 in
Distance from bottom of tank to center of nozzle	
- Regular, type H	= 7 in
- Low, type C	= 3,5 in



Gambar D.4 Shell Nozzle (a) Reinforcing Plate (b) Single Flange

9. Penyangga Tumpukan Katalisator (*Bed support/Grid support*)

Grid support dirancang untuk menyangga katalisator untuk mencegah kelebihan *pressure drop*. Yang biasa digunakan adalah piringan yang berlubanglubang (*perforated plate*) atau piringan yang bergelombang (*slatted plate*). *Grid support* ini biasanya dibuat dari bahan yang anti korosi seperti *carbon steel*, *alloy steel*, *cast iron*, atau *cast ceramics* (Rase,1977).

Penyangga katalis berupa *perforated plate* dengan ketebalan tertentu. Tekanan yang harus ditahan oleh *bed support* = tekanan operasi + tekanan karena katalis.

a. Tekanan operasi = 2,88 atm

$$= 42,3242 \text{ Psi}$$

b. Tekanan karena katalis

Perforated plate yang digunakan mempunyai lubang dengan luas sama dengan 50% luas total *tube* (luas penampang *tube* (at)= 1,2026 m²)

luas total pipa = Nt x at

$$= 916 \times 1,2026 \text{ m}^2$$

$$= 1101,6416 \text{ m}^2$$

Perforate plate = 50% x luas total pipa

$$= 0,5 \times 1101,6416 \text{ m}^2$$

$$= 550,8208 \text{ m}^2$$

Tekanan karena katalis = $\frac{\text{Berat Katalis}}{\text{Luas Penahan katalis}}$

$$= \frac{3268,8713 \text{ Kg}}{550,8208}$$

$$= 5,9345 \text{ kg/m}^2$$

$$= 0,0084 \text{ Psi}$$

$$= 0,00057 \text{ atm}$$

Tekanan total perancangan

Ptotal = tekanan operasi + Tekanan karena katalis

$$= 42,3242 \text{ Psi} + 0,0084 \text{ Psi}$$

$$= 42,3326$$

$$= 2,8805 \text{ atm}$$

Tebal plate dihitung dengan persamaan (13.27 Brownell and Young,1959).

$$t = \sqrt[3]{C' \left(\frac{P}{f}\right)} \dots \dots \dots (D.38)$$

dengan :

t = tebal minimum plate, in

d = diameter plate = 1,8532 m

P = tekanan perancangan = 42,3326 psi

F = maksimum *allowable stress*, 12.650 psi (bahan yang digunakan stainless steel SA 167 grade 11 type 316)

C' = konstanta dari app H, C' = 0,75 (Brownell and Young)

$$t = 1,8532 \sqrt{0,75 \left(\frac{42,3326}{12650} \right)}$$

$$= 0,0928 \text{ m} = 3,6558 \text{ in}$$

Diambil tebal standart $t = 3,7 \text{ in}$

10. Tebal Pemegang Pipa

Pemegang pipa harus dapat menahan perbedaan tekanan antara dalam pipa dan dalam *shell*. Tebal pemegang pipa dihitung dengan persamaan :

$$T_p = C_{ph} \cdot D_p \cdot \sqrt{\frac{\Delta P}{\Delta f}} + C \dots\dots\dots(D.39)$$

Dengan :

C_{ph}	= konstanta <i>design</i>	= 1,1
D_p	= diameter shell	= 72,9736 in
ΔP	= perbedaan tekanan	= $2,6885 \times 10^{-5}$ Psi
λ	= ligament <i>efficiency</i>	= 0,5
f	= maximum <i>allowable stress</i>	= 12.650 in
c	= <i>corrosion allowance</i>	= 0,25 in

bahan konstruksi seperti yang digunakan sebagai bahan *shell* yaitu *stainless steel* SA 167 grade 11 type 316

$$t_p = C_{ph} \cdot D_p \cdot \sqrt{\frac{\Delta P}{\Delta f}} + C$$

$$= 0,2554 \text{ in}$$

$$= 0,5 \text{ in}$$

11. Inert Ballast

Alat ini digunakan untk melindungi permukaan katalisator dari pengaruh langsung aliran fluida dan meratakan aliran fluida umpan. *Inert ballast* berupa bola-bola keramik dengan tebal tumpukan 0-6 in, digunakan tinggi tumpukan 6 in.

12. Distributor

Alat ini digunakan untuk meratakan aliran fluida masuk, jenis yang digunakan adalah *type multiple baffle distributor concentric cone*, yang dipasang pada akhir bagian pipa pemasukan fluida.

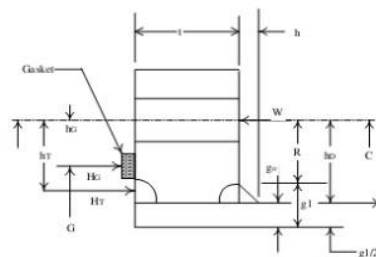
13. Perhitungan *Flange, Bolt, dan Gasket* dari *Vessel*

a. Sambungan *head* dengan *shell*

Sambungan antara tutup bejana dengan bagian *shell* menggunakan sistem *flange* dan baut. Bahan konstruksi yang dipilih berdasarkan pada kondisi operasi.

Data perancangan :

Tekanan desain	= 42,3326 psi
Material flange	= Carbon steel SA-240 grade A
Bolting steel	= Carbon steel SA-193 grade B
Material gasket	= soft steel
Diameter luar shell, B	= 73,9298 in
Ketebalan shell	= 0,03187 in
Diameter dalam shell	= 73,6111 in
Tegangan dari material flange (f_a)	= 15000 psi
Tegangan dari bolting material (f_b)	= 20000 psi
Tipe flange terlihat pada gambar berikut :	



Gambar D.5 tipe flange dan dimensinya

b. perhitungan lebar *gasket*

$$d_o/d_i = \sqrt{\frac{y - (P \cdot m)}{y - [P (m+1)]}}$$

(Pers 12.2 Brownell and Young 1959)

dimana :

- d_o = diameter luar gasket, in
- d_i = diameter dalam gasket, in
- y = yield stress, lb/in² (fig 12.11)

m = faktor gasket (fig 12.11) digunakan material gasket yaitu soft steel, dari Fig 12.11 Brownell and Young diperoleh :

$$y = 18.000 \text{ dan } m = 5,5$$

sehingga :

$$d_o/d_i = \sqrt{\frac{y - (P \cdot m)}{y - [P (m+1)]}} \dots\dots\dots(D.40)$$

$$\begin{aligned} d_o/d_i &= \sqrt{\frac{y - (P \cdot m)}{y - [P (m+1)]}} \\ &= 1,0012 \text{ in} \end{aligned}$$

Asumsi bahwa diameter dalam gasket sama dengan diameter luar shell 85,17332 in, sehingga :

$$D_o = 1,0012 \times 74 \text{ in} = 74,0883 \text{ in}$$

lebar gasket minimum (N) :

$$\begin{aligned} N &= \frac{d_o - d_i}{2} \dots\dots\dots(D.41) \\ &= \frac{74,088 - 74}{2} \end{aligned}$$

Digunakan gasket dengan lebar 0,08 in

Diameter gasket rata-rata, $G = d_i + \text{lebar gasket}$

$$= 74 + 0,08$$

$$= 74,08 \text{ in}$$

c. Perhitungan Beban

dari fig 12.12 brownell & young 1959 kolom 1 type 1.a

$$b_o = N/2$$

$$= 0,04 \text{ in}$$

$$b = b_o \text{ jika } b_o < 0,25$$

sehingga $b = 0,04 \text{ in}$

$$W_{m2} = H_y$$

$$= \pi \times b \times G \times y$$

$$= 3,14 \times 0,04 \times 74,08 \times 18.000$$

$$= 92399,28 \text{ lb}$$

Keterangan :

H_y = berat beban bolt maksimum

(lb) b = effective gasket (in)

G = diameter gasket rata-rata (in)

Berat untuk menjaga joint tight saat operasi digunakan persamaan 12.90 Brownell

$$\begin{aligned} H_p &= 2 b \pi G m p \\ &= 2 \times 0,04 \times 3,14 \times 74,08 \times 5,5 \times 42,3326 \\ &= 2390,3641 \text{ lb} \end{aligned}$$

Keterangan :

H_p = beban join tight (lb)

m = faktor gasket (fig 12.11)

b = Effective gasket (in)

G = Diameter gasket rata-rata (in)

P = Tekanan operasi (psi)

Beban dari tekanan internal dihitung dengan persamaan 12.89 Brownell & young (1959).

$$\begin{aligned} H &= \frac{\pi}{4} \cdot G^2 \cdot P \dots\dots\dots (D.42) \\ H &= \frac{3,14}{4} \cdot (74,08)^2 \cdot 42,3326 \\ &= 182190,83 \text{ lb} \end{aligned}$$

Beban operasi total dihitung dengan persamaan 12.91 Brownell & young (1959).

$$\begin{aligned} W_{m1} &= H + H_p \\ &= 182190,83 \text{ lb} + 2390,3641 \text{ lb} \\ &= 184581,201 \text{ lb} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan diatas, diperoleh W_{m1} lebih besar daripada W_{m2} , sehingga beban pengontrol berada pada $W_{m1} = 67563,65 \text{ lb}$

W_{m1} = beban berat bolt pada kondisi operasi (lb)

W_{m2} = beban berat bolt pada kondisi tanpa tekanan dalam (lb)

H = total *joint contact surface* (lb)

d. Perhitungan luas baut minimum (*minimum bolting area*)

dihitung dengan persamaan 12.92 Brownell & young (1959).

$$A_{m1} = W_{m2}/f_b \dots\dots\dots (D.43)$$

Keterangan :

A_{m1} = total luas *bolt* pada kondisi operasi (in²)

Perhitungan ukuran baut optimum berdasarkan tabel 10.4 Brownell & Young (1959) hal 188.

Dengan menggunakan ukuran baut = 1 in diperoleh data sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Root area} &= 0,202 \text{ in}^2 \\ \text{Bolt spacing standart (BS)} &= 3 \text{ in} \\ \text{Minimal radian distance (R)} &= 0,9375 \text{ in} \\ \text{Edge distance} &= 0,75 \text{ in} \\ \text{Jumlah baut minimum} &= A_{m2}/\text{root area} \\ &= 45,68 \text{ buah baut} \end{aligned}$$

Sehingga digunakan baut dengan ukuran 1 in sebanyak minimal 46 buah.

$$\begin{aligned} \text{Bolt circle diameter, BC} &= 76,05 \text{ in} \\ \text{Perhitungan diameter flangeluar :} \\ \text{Flange OD (A)} &= \text{bolt circle diameter (BC)} + 2E \\ \text{Flange OD (A)} &= 76,05 \text{ in} + 2 (0,75) \\ &= 76,05 + 1,5 \text{ in} \\ &= 76,2 \text{ in} \end{aligned}$$

Cek lebar gasket :

$$\begin{aligned} \text{Ab actual} &= N_{\text{bolt}} \times \text{Root Area} \\ &= 46 \times 0,202 \\ &= 9,292 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Lebar gasket minimum :

$$\begin{aligned} N_{\text{min}} &= \frac{\text{Ab aktual} \times f \text{ allow}}{2 \times y \pi \times G} \dots\dots\dots (D.44) \\ &= \frac{9,292 \times 12650}{2 \times 18000 \pi \times 74,08} \\ &= 0,01404 \text{ in (} N_{\text{min}} < 0,5 \text{ in, pemilihan baut memenuhi)} \end{aligned}$$

e. Perhitungan Moment :

1. Untuk *bolting up condition* (tanpa tekanan dalam)

Beban desain diberikan dengan persamaan :

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{2} (A_b + A_{m1}) f_a \quad (\text{pers 12.94, B \& Y, 1959}). \\ &= \frac{1}{2} (9,292 + 2,0308) 18.000 \\ &= 138907,9504 \text{ lb} \end{aligned}$$

Keterangan :

- W = berat beban (lb)
 A_{m1} = luas baut minimum (in²)
 A_b = luas *actual bolt* (in²)
 F_a = *allowable stress* (psi)

Hubungan *lever arm* diberikan pada persamaan 12.101, Brownell & Young

$$\begin{aligned}
 (1959). H_g &= \frac{1}{2} (BC-G) \\
 &= \frac{1}{2} (76 - 74,88) \\
 &= 1.007 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Keterangan :

- hG = tahanan radial *circle bolt* (in)
 BC = *bolt circle diameter* (in)
 G = diameter gasket rata-rata (in)

Flange moment adalah sebagai berikut (B&Y, 1959, tabel 12.4):

$$\begin{aligned}
 M_a &= W \times hG \\
 &= 138907,9504 \text{ lb} \times 1.007 \text{ in} \\
 &= 139913,093 \text{ in.lb}
 \end{aligned}$$

2) Untuk kondisi saat beroperasi

Beban desain yang diberikan $W = W_{m1} = 40617,8723 \text{ lb}$

Untuk *hydrostatic end force* pada permukaan dalam *flange* (HD)

$$\begin{aligned}
 H_D &= 0,785 B^2 p \\
 &= 0,785 (73,2928 \text{ in})^2 (42,3326) \\
 &= 181628,8972 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Keterangan :

- H_D = *hydrostatic and force* pada area dalam *flange* (lb)
 B = diameter dalam *flange* / OD *shell* (in)
 P = tekanan operasi (psi)

The lever arm, h_D (persamaan 12.100 Brownell & Young)

$$\begin{aligned}
 h_D &= \frac{1}{2} (BC-B) \\
 &= \frac{1}{2} (76,058 - 73,2928) \\
 &= 1,0643 \text{ in}
 \end{aligned}$$

The momen, M_D (persamaan 12.96 Brownell & Young)

$$M_D = H_D \times h_D$$

$$= 181628,8972 \text{ lb} \times 1,0643 \text{ in}$$

$$= 193321,1817 \text{ lb.in}$$

Perbedaan antara *flange-design bolt load* dengan *hydrostatic end force* total adalah

$$H_G = W - H$$

$$= 138907,9504 \text{ lb} - 182190,83 \text{ lb}$$

$$= 43282,88 \text{ lb}$$

Momen komponen dihitung dengan (persamaan 12.98 Brownell & Young)

$$M_G = H_G \times h_G$$

$$= 43282,88 \text{ lb} \times 1,0643 \text{ in}$$

$$= 4359,0828 \text{ lb.in}$$

Momen komponen *hydrostatic end force* total dan *hydrostatic force end* pada luas area dalam flange, H_T (persamaan 12.97 Brownell

& Young)

$$H_T = H - H_D$$

$$= 182190,8368 \text{ lb} - 181628,8972 \text{ lb}$$

$$= 561,9396 \text{ lb}$$

Hubungan lever arm, h_T (persamaan 12.102 Brownell & Young, 1959)

$$h_T = \frac{1}{2} (h_D + h_G)$$

$$= \frac{1}{2} (1,007 + 1,0643)$$

$$= 0,02857 \text{ in}$$

The moment

$$M_T = H_T \times h_T$$

$$= 561,9396 \text{ lb} \times 0,02857 \text{ in}$$

$$= 236933,3188 \text{ lb.in}$$

Jumlah moment untuk kondisi saat beroperasi, M_o

(persamaan 12.97 Brownell & Young, 1959)

$$M_o = M_D + M_G + M_T$$

$$= 193321,1817 \text{ lb.in} + 4359,0828 \text{ lb.in} + 236933,3188 \text{ lb.in}$$

$$= 236933,3188 \text{ lb.in}$$

Sehingga moment saat beroperasi sebagai pengontrol :

$$M_{\max} = M_o$$

$$= 236933,3188 \text{ lb.in}$$

15. Perhitungan *Stress* yang Terjadi pada Reaktor

a. Pengaruh angin dan gempa terhadap ketebalan *shell* menara

Perhitungan awal tebal *shell* dan *head* menara telah dilakukan. Menara cukup tinggi sehingga perlu di cek pengaruh angin dan gempa.

$$\text{OD shell} = 73,93 \text{ in} = 6,160 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi menara} = 8,0362 \text{ m} = 316,332 \text{ in} = 26,365 \text{ ft}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 2,4 \text{ atm} = 42,3326 \text{ Psi}$$

$$\text{Tinggi skirt} = 1 \text{ m} = 3,2808 \text{ ft}$$

$$\text{Tebal isolasi (asumsi)} = 0,06 \text{ ft} = 0,72 \text{ in} = 1,8288 \text{ cm}$$

$$\text{Bahan konstruksi} = \text{stainless steel SA 240 Grade C}$$

$$\text{Diameter, } d = \text{OD} + \text{OD}/24 + 2\text{sf} + 2/3 \text{ icr}$$

$$= 85,4269 \text{ in}$$

$$= 7,1189 \text{ ft}$$

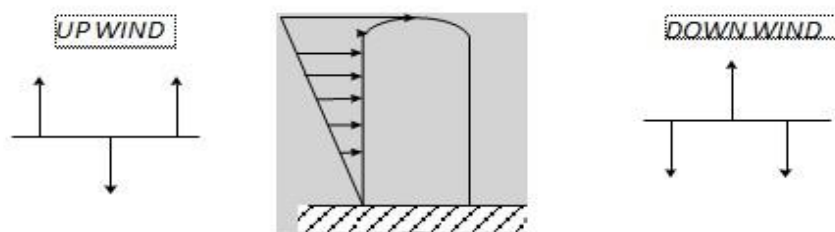
$$\text{Densitas shell } (\rho_s) = 7801 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Tebal} = 0,3283 \text{ in} = 0,0273 \text{ ft}$$

$$\text{Beban head} = \frac{\pi d^2 t}{4} \times \frac{\rho}{1728} \dots\dots\dots(D.45)$$

$$\text{Beban head} = \frac{3,14 \times 79,973^2 \times 0,31}{4} \times \frac{7801}{1728}$$

$$\text{Beban head} = 645,204 \text{ lb} = 292,6593 \text{ kg}$$



Gambar D.6 Pengaruh angin dan gempa

b. Pemeriksaan tebal *shell*

b.1 *Stress pada kondisi operasi*

b.1.1 Perhitungan *stress* aksial dalam *shell*

$$\text{di} = 72,9736 \text{ in}$$

$$t_s = 0,31 \text{ in}$$

$$P_{\text{desain}} = 42,3326 \text{ psi}$$

$$f_{ap} = \frac{P \times d}{4(t_s - C)} \dots\dots\dots$$

(D.46)

$$= \frac{42,3326 \times 72,9736}{4(0,31 - 0,125)}$$

$$f_{ap} = 4174,5483 \text{ psi}$$

Keterangan:

f_{ap} = *stress aksial shell* (psi)

d = diameter dalam *shell* (in)

P = tekanan desain (psi)

t_s = tebal *shell* menara (in)

C = *corrosion allowance* (in)

$f_{dead\ wt\ shell} = (X \times \rho_s)/144$ (Pers 9.3a, Brownell and Young 1959)

$$= 3,402 X$$

Isolator

Isolator yang digunakan adalah asbestos and bonding karena temperatur operasi dalam *reaktor* besar, memiliki konduktivitas termal yang kecil sehingga efektif sebagai isolator.

Diketahui:

D_{ins} = diameter termasuk isolator

W_{ins} = berat isolator

ρ_{ins} = densitas isolator = 18 lb/ft³

t_{ins} = tebal isolator = 0,06 ft = 0,72 in

D_{ins} = Diameter + tebal isolator

$$= 47,870 \text{ in} + 0,72 \text{ in}$$

$$= 48,590 \text{ in} = 4,049 \text{ ft}$$

W_{ins} = berat isolator

$$\text{Densitas isolator } (\rho_{ins}) = 18 \text{ lb/ft}^3$$

$$t_{\text{ins}} \text{ (tebal isolator)} = 0,06 \text{ ft} = 0,72 \text{ in}$$

$$W_{\text{ins}} = \pi/4 \times D_{\text{ins}}^2 \times X \times t_{\text{ins}} \times \rho_{\text{ins}}$$

$$W_{\text{ins}} = 3,14/4 \times 4,049^2 \times X \times 0,06 \times 18$$

$$W_{\text{ins}} = 13,900 X \text{ lb}$$

$$f_{\text{dead wt ins}} = \frac{\rho_{\text{ins}} \times t_{\text{ins}}}{144(\text{ts}-C)} \quad (\text{Pers 9.4a, Brownell and Young 1959})$$

$$f_{\text{dead wt ins}} = \frac{18 \times 0,06}{144(0,31-0,125)}$$

$$f_{\text{dead wt ins}} = 0,09 X$$

Attachment

$$W_{\text{top head}} = 93,919 \text{ lb}$$

$$W_{\text{tangga (asumsi)}} = 25 \text{ lb/ft}$$

$$W_{\text{t pipeover head vapor line (NPS 2 in, OD 2 in)}}$$

$$= 3,36 \text{ lb/ft (Apendix K, Brownell and Young 1959)}$$

$$W_{\text{t shell}} = 2341,30 \text{ lb}$$

$$W_{\text{t total}} = W_{\text{top head}} + W_{\text{tangga}} + W_{\text{t shell}} + W_{\text{tpipa}}$$

$$= 93,919 + 2366,3 X$$

Dari pers. 96 (Brownell and Young 1959)

$$D_{\text{m}} = \text{diameter shell}$$

$$= 48,234 \text{ in} = 4,019 \text{ ft ts}$$

$$= 0,3283 \text{ in}$$

$$f_{\text{dead wt attachment}} = \frac{\sum W_{\text{t of att}}}{\pi D_{\text{m}} (\text{ts}-C)}$$

$$f_{\text{dead wt attachment}} = \frac{93,919 + 2366,3 X}{3,14 \times 48,234 (0,3283 - 0,25)}$$

$$f_{\text{dead wt attachment}} = 3,402X + 0,09X + 7,4892 + 190,54 X$$

$$= 194,032X + 7,4892$$

c. Perhitungan stress aksial dalam shell

c. 1 Perhitungan *stress* karena beban angin

Asumsi:

Tekanan angin 25 lb/ft²

Arah angin tegak lurus terhadap kolom

Untuk kolom yang menggunakan isolasi, *stress* karena angin dapat dihitung dengan persamaan:

$$f_{wx} = \frac{15,89 \times d_{eff} \times X^2}{D^2 (ts-C)} \quad (\text{Pers 9.20, Brownell and Young 1959})$$

d_{eff} = diameter kolom yang diisolasi + 2 (lebar tangga) asumsi lebar tangga 10

$$\text{in } d_{eff} = 48,234 \text{ in} + 2(10 \text{ in})$$

$$= 68,234 \text{ in}$$

$$f_{wx} = \frac{15,89 \times 68,234 \times X^2}{48,234^2 (0,3284 - 0,25)}$$

$$f_{wx} = 3,591X^2$$

c.2 Perhitungan *stress* karena dalam kolom

P. D

$$f_{ap} = \frac{P. D}{4 (ts-C)}$$

$$f_{ap} = \frac{22,044 \times 48,234}{4 (0,328 - 0,25)}$$

$$f_{ap} = 954,7911 \text{ psi}$$

c.3 Perhitungan *stress* gabungan pada kondisi operasi

c.3.1 Kombinasi *stress* dalam pengaruh angin Up wind side, f tensile

$$f_{t \text{ max}} = f_{wx} + f_{ap} - f_{dx} \quad (\text{pers 9.78, Brownell and Young 1959})$$

$$f_{t \text{ max}} = f_{wx} + f_{ap} - f_{dx}$$

$$= 3,591X^2 + 954,7911 - 194,032X + 7,4892$$

$$= 3,591X^2 - 194,032X + 962,280$$

$$F = 12.650 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$f_{\text{allowable}} = F \times E$$

$$= 10.120 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 f_{\text{allowable}} &= f_{t \text{ max}} \\
 10.120 &= 3,591X^2 - 194,032X + 962,280 \\
 &= 3,591X^2 - 194,032X + 9157,71 \\
 X^2 - 54,032X - 2550,1864
 \end{aligned}$$

X dihitung dengan persamaan:

$$X = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$$

Sehingga didapat , $X = 84 \text{ ft} = 25 \text{ m}$ **Down wide side, f compressi**

$$\begin{aligned}
 f_{c \text{ max}} &= f_{wx} - f_{ap} + f_{dx} \quad (\text{pers 9.80, Brownell and Young 1959}) \\
 &= 3,591X^2 + 954,7911 - 194,032X + 7,4892 \\
 &= 3,591X^2 - 194,032X + 962,280
 \end{aligned}$$

Dari stabilitas elastis, dengan persamaan:

$$\begin{aligned}
 &= 1,5 \times 10^6 \text{ (t/r)} \leq (1/3) \text{ y.p} \quad (\text{pers 2.25, Brownell and Young 1959}) \\
 &= 1,5 \times 10^6 \times (0,3283/27) \\
 &= 18238,889 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

f_c max berdasarkan *yield point* (Tabel 3.2, Brownell and Young 1959)

$$\begin{aligned}
 \text{yield point} &= 50.000 \text{ psi} \\
 &= (1/3) \text{ y p} \\
 &= 16.666,6667 \text{ psi} \\
 &= 1,5 \times 10^6 \text{ (t/r)} \leq (1/3) \text{ y.p} \\
 &= 1,5 \times 10^6 \times (0,3283/27) \leq (1/3) \text{ y.p} \\
 &= 18.238,889 \text{ psi} > 16.666,6667 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Karena $f_c < (1/3) \text{ y.p}$, maka digunakan $f_c = 16.666,6667$

$$\begin{aligned}
 f_c &= f_{c \text{ max}} \\
 16.666,6667 &= 3,591X^2 - 194,032X + 962,280 \\
 0 &= 3,591X^2 - 194,032X - 15704,387 \\
 X^2 + 54,01X - 4372,101
 \end{aligned}$$

X dihitung dengan persamaan:

$$X = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$$

Sehingga didapat , $X = 98 \text{ ft} = 28 \text{ m}$

a.3 Pemeriksaan terhadap *stress* karena gempa

Untuk ketinggian tebal menara (*vessel + skirt*) = 7,2885 m = 23,9123 ft

Shell length, tangen line to tagen line 100 ft

$$f_{dwshell} = 3,402 X = 340,2$$

$$f_{dw ins} = 0,09 X = 9$$

$$f_{dw tray} = 12,9199 X - 25,83 = 1291,99$$

$$f_{dw atc} = 194,032X + 7,4892 = 19410$$

$$f_{dw total} = 21051.8792$$

Berat menara pada kondisi operasi

$$\begin{aligned} \Sigma W &= f_{dw total} \times \pi \times d \times t_s \\ &= 21051.8792 \times 3,14 \times 48,234 \times 0,327 \\ &= 993039 \text{ lb} \\ &= 450434 \text{ kg} \\ &= 450 \text{ ton} \end{aligned}$$

16. Peralatan Penunjang Reaktor

1. Desain *skirt support*

Skirt adalah penyangga yang digunakan dan paling aman untuk menjaga vertikal *vessel*. *Skirt* disatukan dengan *vessel* menggunakan pengelasan kontinyu. Ukuran pengelasan ditentukan berdasarkan ketebalan *skirt*. Ketebalan dari *skirt* harus mampu untuk menahan *dead weight* dan *bending momen* dari *vessel*. Ketebalan *skirt* harus lebih dari 6 mm.

a. Momen pada base

$$M = P_w D_{is} H h_l \quad (\text{Megesy, 1983})$$

Keterangan:

$$P_w = \text{wind pressure } 25 \text{ lb/ft}^2 \text{ (Tabel 9.1, Brownell and Young 1959)}$$

$$D_{is} = \text{diameter menara dengan isolator} = 5,506 \text{ ft}$$

$$H = \text{tinggi total menara} = 8,0362 \text{ m} = 26,3655 \text{ ft}$$

$$H_i = \text{level arm} = H/2 = 13,1827 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} M &= 25 \text{ lb/ft}^2 \times 5,506 \text{ ft} \times 26,3655 \text{ ft} \times 13,1827 \text{ ft} \\ &= 14582,6208 \text{ lb. ft} \end{aligned}$$

b. Momen pada ketinggian tertentu (batas antara penyambung *skirt*)

$$M_T = M - hT(V - 0,5P_w D_{is} hT) \quad (\text{Megesy, 1983})$$

Keterangan:

$$V = \text{tegangan geser total } (P_w \cdot D_{is} \cdot H) = 1106,1865 \text{ lb}$$

hT = ketinggian

$$\text{skirt} = 10 \text{ ft}$$

$$= 3 \text{ meter}$$

momen pada batas penyambung:

$$M_T = 14582,6208 \text{ lb. ft} - 10[1106,1865 - (0,5 \times 25 \times 4,0492 \times 10)]$$

$$= 10403,2553 \text{ lb.ft}$$

c. Menentukan tebal skirt

$$t = \frac{12 M_T}{R^2 \pi S E} + \frac{W}{D \pi S E}$$

Keterangan:

$$D = \text{diameter luar} = 7,0975 \text{ ft}$$

$$E = \text{efisiensi penyambung kolom dan skirt} = 0,8 \text{ (butt joint welding)}$$

$$S = \text{allowable stress} = 12.250 \text{ psi}$$

$$R = \text{radius luar skirt} = 2,2 \text{ ft}$$

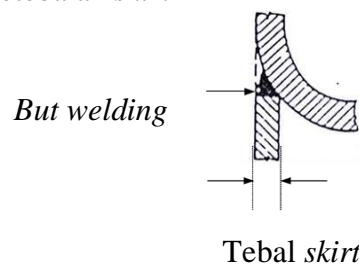
$$W = \text{berat vessel} = 854076,2878 \text{ lb}$$

$$t = \frac{12 \times 10403,2553}{2,2^2 \times 3,14 \times 12250 \times 0,8} + \frac{854076,2878}{7,0975 \times 3,14 \times 12250 \times 0,8}$$

$$= 5,87 \text{ in}$$

$$= 6 \text{ in}$$

Digunakan ketebalan skirt 6 in



Gambar D.7 Skirt

d. Desain Anchor Bolt

Vertikal vessel harus merekat erat pada *concrete fondation*, *skirt* atau yang lain dengan *anchor bolt* dan *base (bearing) ring*. Jumlah *anchor bolt* harus 4 atau kelipatannya untuk setiap vertikal vessel. Pada vessel yang tinggi sebaiknya menggunakan 8 buah *anchor bolt*. Agar mereka kuat pada *concrete pondation*, *anchor bolt* sebaiknya tidak dipasang terlalu dekat yakni tidak kurang dari 18 in. Pada vessel diameter kecil agar jarak minimal dari *anchor bolt* terpenuhi, sebaiknya menggunakan *conical skirt* atau *wider base ring with gussets*, atau *anchor bolt chair*.

Desain *anchor bolt chair*

Pada menara reaktor, *anchor bolt* desain dengan menggunakan *chair* agar lebih kuat dan mampu untuk menahan menara bermuatan berat. Digunakan *bolt* dengan ukuran 2 in maka dari tabel satandar *anchor bolt chair*. Tabel berdasarkan Scheiman A.D. *Short cuts to anchor bolting and base ring sizing*, Petroleum Refiner, Juni 1963 (Megesy hal 76, 1983).

DIMENSIONS inches							
Anchor bolt diam.	A	B	C	D	E	F	G
1	1 ³ / ₄	3	2 ¹ / ₂	1/2	3/4	1 ¹ / ₄	1 ¹ / ₂
1 ¹ / ₈	1 ⁷ / ₈	3	2 ¹ / ₂	1/2	3/4	1 ³ / ₈	1 ⁵ / ₈
1 ¹ / ₄	2	3	2 ¹ / ₂	1/2	1	1 ¹ / ₂	1 ³ / ₄
1 ³ / ₈	2 ¹ / ₈	4	3	5/8	1	1 ⁵ / ₈	1 ⁷ / ₈
1 ¹ / ₂	2 ¹ / ₄	4	3	5/8	1 ¹ / ₄	1 ³ / ₄	2
1 ⁵ / ₈	2 ³ / ₈	4	3	5/8	1 ¹ / ₄	1 ⁷ / ₈	2 ¹ / ₈
1 ³ / ₄	2 ¹ / ₂	5	3 ¹ / ₂	3/4	1 ¹ / ₂	2	2 ¹ / ₄
1 ⁷ / ₈	2 ⁵ / ₈	5	3 ¹ / ₂	3/4	1 ¹ / ₂	2 ¹ / ₈	2 ³ / ₈
2	2 ³ / ₄	5	3 ¹ / ₂	3/4	1 ³ / ₄	2 ¹ / ₄	2 ¹ / ₂
2 ¹ / ₄	3	6	4	1	1 ³ / ₄	2 ¹ / ₂	2 ³ / ₄
2 ¹ / ₂	3 ¹ / ₄	6	4	1	2	2 ³ / ₄	3
2 ³ / ₄	3 ¹ / ₂	7	5	1 ¹ / ₄	2 ¹ / ₂	3	3 ¹ / ₄
3	3 ³ / ₄	7	5	1 ¹ / ₄	2 ¹ / ₂	3 ¹ / ₄	3 ¹ / ₂

The above table is taken from Scheiman A.D. Short Cuts to Anchor Bolting and Base Ring Sizing. Petroleum Refiner, June 1963.

Gambar D.8 *Dimensions inches anchor bolt*

- A = 2,75 in
- B = 5 in
- C = 3,5 in
- D = 0,75 in
- E = 1,75 in
- F = 2,25 in
- G = 2,5 in

e. **Perhitungan tebal flange :**

$$t = \sqrt{\frac{Y M \max}{f_a B}} \quad (\text{persamaan 12.8 B\& Y, 1959})$$

$$K = A/B = 48,233 / 47,870 = 1,0075$$

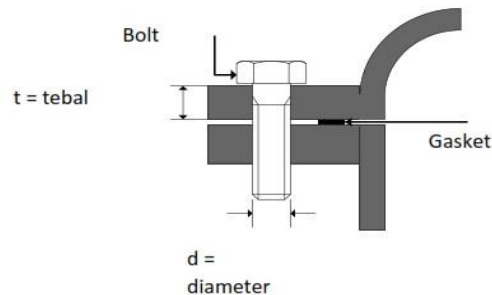
Dari Fig. 12.22 dengan $K = 1,0075$ (brownell & Young, 1959)

Diperoleh nilai $Y = 70$

$$t = \sqrt{\frac{47 \times 15569,9989}{20.000 \times 47,8706}}$$

$$= 1,23 \text{ in}$$

sehingga diambil ketebalan flange = 1,5 in



Gambar D.9 Detail untuk flange and bolt pada head reactor

f. **Penentuan Manhole**

Ukuran standar 24 in berdasarkan rekomendasi API Standar 12 C (B&YY

1959 Appendix F item 4)

Tebal Shell = 0,375 in

Jumlah = Satu

Weld A = 0,1875 in

Weld B = 0,375 in

Panjang sisi = 53,5000 in

Lebar reinforcement (W) = 64,0000 in

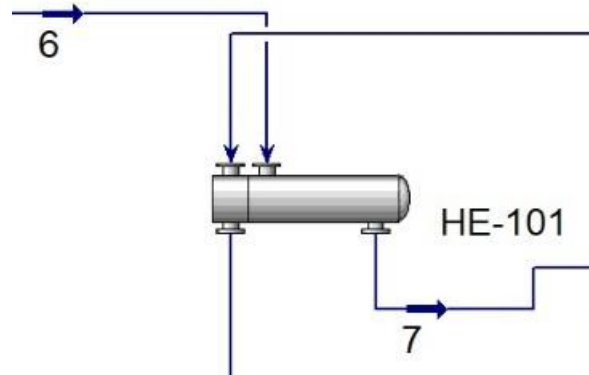
Diameter manhole, ID = 24,0000 in

Max diameter lubang, Dp = 28,5000 in

cover plate = 34,2500 in

Diameter bolt circle, Db = 30,2500 in

D.2 Heat Exchanger (HE-101) Indri Riski Hasanah (190140124)



Gambar LD.10 Heat Exchanger (HE-101)

- Fungsi : Memanaskan bahan baku yang masuk kedalam HE
 Type : 1 – 2 *shell and tube heat exchanger*
 Dasar Pemilihan : Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang besar.

Perhitungan (E-101)

1. Fluida dingin

- a. Laju alir fluida dingin = 22.524,3133 kg/jam = 49.656,6192 lb/jam
- b. Temperatur awal (t_1) = 25,07 °C = 77,126 °F
- c. Temperatur akhir (t_2) = 250 °C = 482 °F

2. Fluida panas

- a. Laju alir fluida panas = 22.524,0278 kg/jam = 49.656,9897 lb/jam
- b. Temperatur awal (T_1) = 450 °C = 842 °F
- c. Temperatur akhir (T_2) = 144,8 °C = 292,64 °F
- d. Panas yang dibutuhkan (Q) = 6.801.163,58 Btu/jam

3. Δt = beda suhu sebenarnya

Tabel D.1 Data Temperatur E-101

temperatur	fluida panas °F		Fluida dingin °F		selisih °F

tinggi	T1	842	t2	482	Δt_2	360
rendah	T2	292,64	t1	77,126	Δt_1	215,514
selisih	T1-T2	549,36	t2-t1	404,874	$\Delta t_2-\Delta t_1$	144,486

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} \dots\dots\dots(\text{C.43}) \\ &= \frac{144,486}{\ln\left(\frac{360}{215,514}\right)} \\ &= 281,6062183^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \dots\dots\dots(\text{C.44}) \\ &= \frac{549,36}{404,874} \\ &= 1,2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \dots\dots\dots(\text{C.45}) \\ &= \frac{404,874}{842 - 77,126} \\ &= 0,52 \end{aligned}$$

Dari Gambar 18 (Kern, 1965), diperoleh nilai $F_T = 0,92$

$$\begin{aligned} \Delta t &= F_T \times \text{LMTD} \dots\dots\dots(\text{C.46}) \\ \Delta t &= 0,92 \times 281,6062183^\circ\text{F} \\ \Delta t &= 259,0777208^\circ\text{F} \end{aligned}$$

4. Menghitung Temperatur Kalorik T_c dan t_c

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{T_1 + T_2}{2} \\ &= \frac{842 + 292,64}{2} \\ &= 567,32^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_c &= \frac{t_1 + t_2}{2} \\ &= \frac{77,126 + 482}{2} \\ &= 279,563^\circ\text{F} \end{aligned}$$

5. Menentukan UD

Pada tahap pemanasan digunakan *medium organic*, maka direncanakan tipe *shell* dan *tube heat exchanger* dengan $U_D = 50 - 100$, diambil harga $U_D = 50$ Btu/jam.ft².°F (Tabel 8, Kern, 1988).

6. Menghitung area perpindahan panas (*Surface Area*)

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \dots\dots\dots(C.47) \\
 &= \frac{6.801.163,58 \text{ Btu/jam}}{50 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot \text{°F}} \cdot 259,0777208 \text{ °F}} \\
 &= 1.982,9149 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Karena surface area (A) > 200 ft², maka direncanakan tipe *Shell and Tube Heat Exchanger*.

7. Menghitung jumlah tube (Nt)

Dari Tabel 10, (Kern, 1965)

$$\begin{aligned}
 \text{OD Tube} &= 3/4 \text{ in} \\
 \text{ID Tube} &= 0,532 \text{ in} \\
 \text{Jenis tube} &= 16 \text{ BWG} \\
 \text{Flow area/tube (a't)} &= 0,223 \text{ in}^2 \\
 \text{Surface area (a''t)} &= 0,1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \\
 \text{Direncanakan panjang tube, L} &= 16 \text{ ft} \\
 \text{Jarak Baffle (B)} &= 0,85 \times \text{ID Shell} \\
 &= 0,85 \times 17,25 \text{ in} \\
 &= 14,6625 \text{ in} \\
 \text{Clearance (C)} &= \text{Pitch} - \text{OD Tube} \dots\dots\dots(C.48) \\
 &= 0,25 \text{ in} \\
 \text{Jumlah tube (Nt)} &= \frac{A}{L \times a''t} \dots\dots\dots(C.49) \\
 &= \frac{1982,9149 \text{ ft}^2}{16 \times 0,1963} \\
 &= 167 \text{ tube}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 9, (Kern, 1965), diambil pendekatan $N_t = 178$ tube, dengan OD tube 1 in, 1 in *triangular pitch* untuk 4 *passes*, sehingga didapat data selengkapnya sebagai berikut :

$$\text{Pitch (P}_T) = 1 \text{ in}$$

Susunan tube = *Triangular pitch*

$$\text{ID Shell} = 17,25 \text{ in}$$

8. Koreksi design overall coefficient of heat transfer, U_D

$$A = N_t \cdot L \cdot a''t \dots\dots\dots(C.50)$$

$$= 167 \times 16 \times 0,1963$$

$$= 525,0288258 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta T} \dots\dots\dots(C.51)$$

$$= \frac{6801163,58 \text{ btu/hr}}{525,0288258 \text{ ft}^2 \times \text{°F}}$$

$$= 50 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

Karena U_D sesuai asumsi, maka dari tabel 9 (Kern,1965), diperoleh data berikut:

Bagian Shell	Bagian Tube
ID = 17,25 in	Jumlah dan panjang tube = 167 dan 16 ft
Baffle Space = 14,6625 in Pass = 1	OD, BWG, Pitch = 0,75 in, 16, 1 in
	Pass = 2

9. Analisa Kerja HE

Analisa kinerja HE meliputi :

A. Analisa Kinerja HE

Analisa kinerja HE meliputi:

1) Menghitung koefisien *overall* perpindahan panas (U)

2) Menghitung R_d

3) Menghitung ΔP

1) Menghitung Koefisien *Overall* Perpindahan Panas (U)

a. Menghitung *Flow Area*

Shell

$$\begin{aligned}
 a_s &= \frac{ID \times C'' \times B}{144 \times Pt} \\
 &= \frac{17,25 \times 0,25 \times 14,6625}{144 \times 1} \\
 &= 0,439111328 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Tube

$$\begin{aligned}
 a't &= 0,223 \text{ in}^2 \\
 &= \frac{Nt \times a't}{144 \times n} \\
 a_t &= \frac{167 \times 0,223}{144 \times 4} \\
 &= 1,03548837 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

b. Menghitung Mass Velocity

Shell

$$\begin{aligned}
 G_s &= \frac{w}{a_s} \\
 &= \frac{49656,9897}{0,439111328} \\
 &= 113.085,194 \text{ lb/jam ft}^2
 \end{aligned}$$

Tube

$$\begin{aligned}
 G_t &= \frac{w}{a_t} \\
 &= \frac{49656,6192}{1,03548837} \\
 &= 47955,13968 \text{ lb/jam ft}^2
 \end{aligned}$$

c. Menghitung Bilangan Reynold Number

tube

$$\begin{aligned}
 \text{Pada } T_c &= 567,32 \text{ }^\circ\text{F} \\
 \mu &= 0,0290 \text{ lb/jam.ft} \\
 D &= 0,698 \\
 &= 0,0581 \text{ ft} \\
 Re_t &= \frac{D \times G_t}{\mu} \\
 &= \frac{0,0581 \times 47955,13968}{0,0290} \\
 &= 96121,87624
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 jH &= 150 \\
 \textit{Shell} \\
 t_c &= 279,563^\circ\text{F} \\
 \mu &= 0,0314 \text{ lb/jam.ft} \\
 D_e &= 0,73 \text{ in} \\
 &= 0,060 \text{ ft} \\
 Re_s &= \frac{D_e \times G_s}{\mu} \\
 &= \frac{0,060 \times 113.085,194}{0,0314} \\
 &= 218664,6552 \\
 jH &= 75
 \end{aligned}$$

d. Menentukan *Thermal Function*

Tube

$$\begin{aligned}
 \text{Viskositas pada } T_c &= 567,32^\circ\text{F} \\
 \mu &= 0,0290 \text{ lb/ft.jam} \\
 \text{Kapasitas panas, cP:} \\
 cP &= 35 \text{ Btu/lbm.}^\circ\text{F} \\
 K &= 0,0128 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)} \\
 &= \left(\frac{cP \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \\
 &= \left(\frac{35 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \times 0,0290 \text{ lb/ft.jam}}{0,0128 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)}} \right)^{\frac{1}{3}} \\
 &= 4,235435047 \text{ Btu/lb F}
 \end{aligned}$$

Shell

$$\begin{aligned}
 \text{Viskositas pada } t_c &= 279,56^\circ\text{F} \\
 \mu &= 0,0314 \text{ lb/jam.ft} \\
 \text{Kapasitas panas, cP:} \\
 cP &= 31,68 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \\
 K &= 0,084 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)} \\
 &= \left(\frac{cP \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}
 \end{aligned}$$

$$= \left(\frac{31,68 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \times 0,0314 \text{ lb/ft.jam}}{0,084 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)}^\circ\text{F/ft}} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 2,261795309 \text{ Btu/lb F}$$

e. Menghitung Nilai Inside Film Coefficient (hi) dan Outside Film Coefficient (ho)

Tube

$$\frac{h_i}{\phi_t} = jH \left(\frac{k}{D_c} \right) \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \dots\dots\dots (D.24)$$

$$= jH \left(\frac{k}{D_c} \right) Pr_t$$

$$= 150 \left(\frac{0,0128 \text{ Btu/hr (Ft}^2\text{)}^\circ\text{F/ft}}{0,0581862 \text{ Ft}} \right) \times 4,235435047$$

$$= 139,758832 \text{ Btu/jam Ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$h_i = jH \left(\frac{k}{D_c} \right) \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \times \phi_t \dots\dots\dots (D.25)$$

$$= 139,758832 \text{ Btu/jam Ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \times 1,044890461$$

$$= 146,0326704 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Shell

$$\frac{h_o}{\phi_s} = jh \left(\frac{k}{D_e} \right) \times \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$= 75 \left(\frac{0,084 \text{ Btu/hr (Ft}^2\text{)}^\circ\text{F/ft}}{0,0608 \text{ ft}} \right) \times 2,261795309$$

$$= 234,3289718 \text{ Btu/jam Ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$h_o = (jh \left(\frac{k}{D_e} \right) \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{1/3}) \times \phi_s \dots\dots\dots (D.27)$$

$$= 234,3289718 \text{ Btu/jam Ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \times 1,033246802$$

$$= 273,9941498 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Untuk nilai ϕ_t dan ϕ_s diperoleh dari perhitungan t_w (temperatur wall).

f. **Menghitung Temperatur Wall, t_w**

$$t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_i}{\phi_t} + \frac{h_o}{\phi_s}} (T_c - t_c) \dots\dots\dots (D.28)$$

$$= 279,56 \text{ }^{\circ}\text{F} + \frac{234,3289718 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{ }^{\circ}\text{F}}{(139,758832 + 234,3289718) \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{ }^{\circ}\text{F}} \times (567,32 - 279,56)^{\circ}\text{F}$$

$$= 387,068 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\mu_w = 0,0095 \text{ cp}$$

$$= 0,022981336 \text{ lb/ft.jam} \quad (\text{Fig. 14, Kern,1965})$$

Tube :

$$\text{Pada } T_w = 567,32 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\mu = 0,012 \text{ cp}$$

$$= 0,02903 \text{ lb/ft.jam} \quad (\text{Fig. 14, Kern,1965})$$

$$\text{Sehingga, } \phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \dots \dots \dots \text{ (D.29)}$$

$$= \left(\frac{0,02903 \text{ lb/ft.jam}}{0,022981336 \text{ lb/ft.jam}} \right)^{0,14}$$

$$= 1,044890461$$

Shell :

$$\text{Pada } t_w = 279,56 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\mu = 0,012 \text{ cp} = 0,3145 \text{ lb/ft.jam} \quad (\text{Fig. 14, Kern,1965})$$

$$\text{Sehingga, } \phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= \left(\frac{0,3145 \text{ lb/ft.jam}}{0,022981336 \text{ lb/ft.jam}} \right)^{0,14}$$

$$= 1,033246802$$

g. Menghitung Clean Overall Coefficient, U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \dots \dots \dots \text{ (D.30)}$$

$$= \frac{103,5858409 \times 234,3289718}{103,5858409 + 234,3289718}$$

$$= 72,54778572 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(F)}$$

2) Menghitung Dirt Factor, R_d

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d \dots \dots \dots \text{ (D.31)}$$

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

$$= \frac{72,54778572 \text{ Bt/hr.ft}^2 \cdot \text{ }^{\circ}\text{F} - 50 \text{ Btu/hr.Ft}^2 \cdot \text{ }^{\circ}\text{F}}{72,54778572 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{ }^{\circ}\text{F} \times 50 \text{ Btu/hr.Ft}^2 \cdot \text{ }^{\circ}\text{F}}$$

$$= 0,006215982 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

3) **Menghitung Pressure Drop (ΔP)**

Tube Side: Fluida panas

a. **Menentukan Faktor Friksi (f)**

$$Re_t = 96121,87624$$

$$f = 0,0001$$

(Fig. 26, Kern)

$$S = 1$$

(Fig. 6, Kern)

$$G_t = 47955,13968 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$D_t = 0,0581862 \text{ ft}$$

b. **Menentukan Pressure Drop Tube**

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

$$\Delta P_t = \frac{0,0001 \times (47955,13968)^2 \times 116 \times 4}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0581862 \times 1 \times 1,0448}$$

$$= 0,0046 < 10 \text{ psi (memenuhi)}$$

ΔP_t yang diperbolehkan untuk fase liquid yaitu kurang dari 10 psi.

Shell Side: Fluida dingin

a. **Menentukan Faktor Friksi (f)**

$$Re_s = 218.664,6552$$

$$f = 0,0002$$

$$s = 1$$

b. **Menghitung Jumlah Baffle (Sekat)**

$$N + 1 = 12 \times L/B$$

$$= 12 \times 16/14,6625$$

$$= 13,09$$

$$N = 13$$

c. **Menghitung Pressure Drop Shell (Sekat)**

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot \phi_s \cdot (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \phi_s}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0002 \times (113085)^2 \times 1,033246802 \times (21)}{5,22 \times 10^{10} \times 0,060809 \times 1 \times 1,033246802}$$

$$= 0,0105 < 10 \text{ psi (memenuhi)}$$

10. Menghitung tebal shell (tr)

Jenis pengelasan *Double V Butt Joint*

Diketahui :

$$\begin{aligned} \text{Panjang shell} &= \frac{4 \cdot V}{D^2 \cdot \pi} \dots\dots\dots (D.36) \\ &= \frac{4 \times 44848 \text{ in}^3}{(17,25 \text{ in})^2 \times 3,14} \\ &= 192 \text{ in} \\ &= 16 \text{ ft} \\ &= 4.8768 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi (E)} = 80 \% = 0,8 \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, Tab 13,2})$$

$$\text{Tegangan maksimum (f)} = 18.750 \text{ psi} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, App.D})$$

$$\text{Faktor korosi (CA)} = 0,0125 \text{ in/tahun} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$= 0,00032 \text{ m/tahun}$$

$$\text{Umur alat (n)} = 20 \text{ tahun}$$

$$\text{Poperasi (P)} = 2,4 \text{ atm} = 35,2752 \text{ Psi}$$

$$C = n \cdot CA$$

$$= 20 \text{ tahun} \times 0,0125 \text{ in/tahun}$$

$$= 0,250 \text{ in/tahun}$$

$$= 0,0064 \text{ m/tahun}$$

$$\text{Tebal shell} = \frac{P \times ID}{2 \times f \times E} + C$$

$$= \frac{35,2752 \text{ psi} \times 17,25 \text{ in}}{2 \times 18.750 \text{ psi} \times 0,8} + 0,250 \text{ in}$$

$$= 0,27028324 \text{ in}$$

$$= 0,006865194 \text{ m}$$

$$= 0.000572099 \text{ ft}$$

Tebal shell standar 3/16 in sampai 3/8 in (0,0048 m sampai 0,0095 m)

(*Brownell dan Young, 1959, sub. 3.5d*).

11. Perhitungan Nozzle**a) Nozzle pada Tube****Tube Masuk**

$$\text{Laju alir fluida panas} = 22524,0278 \text{ kg/jam} = 49656,9897 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas} = 861,2 \text{ Kg/m}^3 = 53,7629936 \text{ lb/ft}^3$$

Tube Keluar

$$\text{Laju alir fluida panas} = 22524,0278 \text{ kg/jam} = 49656,9897 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas} = 9,732 \text{ Kg/m}^3 = 0,607549296 \text{ lb/ft}^3$$

Kecepatan Volumetrik :

$$\begin{aligned} Q (\text{Tube Masuk}) &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho} \dots\dots\dots (D.37) \\ &= \frac{49656,9897 \text{ lb/jam}}{53,7629936 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 923,6276929 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,256563248 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q (\text{Tube Keluar}) &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho} \\ &= \frac{9656,9897 \text{ lb/jam}}{0,607549296 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 81733,26851 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,607549296 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Pemilihan diameter *Nozzle* berdasarkan diameter pipa :

$$\begin{aligned} D \text{ optimum (Tube masuk)} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \dots\dots\dots (D.38) \\ &= 3,9 \times (0,256563248 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (53,7629936 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 3,54948181 \text{ in} \\ &= 0,090156838 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D \text{ optimum (Tube keluar)} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,607549296 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (0,607549296 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 14,89956433 \text{ in} = 0.378 \text{ m} \end{aligned}$$

Tube masuk

Dari Tabel 11 kern, 1965 diperoleh :

Ukuran <i>Nozzle</i>	= 3 in	= 0.0762 m
ID Pipa	= 3,068 in	= 0.078435 m
OD Pipa	= 3,5 in	= 0.0889 m
<i>Schedule Number</i>	= 40	
<i>Flow Area</i>	= 7,38 in ²	
<i>Weight</i>	= 7,58 ib	

Tube keluar

Dari Tabel 11 kern, 1965 diperoleh :

Ukuran Nozzle	= 3 in	= 0.07m
ID Pipa	= 2,068 in	= 0,07 m
OD Pipa	= 3,5 in	= 0.088m
Schedule Number	= 30	
Flow Area	= 7,38 in ²	
Weight	= 7,58 lb	

b) Nozzle pada Shell

Shell Masuk

Laju alir fluida dingin	= 22524,3133 kg/jam	= 49656,6192 lb/jam
Densitas	= 2,607 Kg/m ³	= 0,162749796 lb/ft ³

Tube Keluar

Laju alir fluida dingin	= 22524,3133 kg/jam	= 49656,6192 lb/jam
Densitas	= 3,405 Kg/m ³	= 0,21256734 lb/ft ³

Kecepatan *Volumetrik* :

$$\begin{aligned}
 Q \text{ (Shell Masuk)} &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho} \dots\dots\dots (D.39) \\
 &= \frac{49656,6192 \text{ lb/jam}}{0,162749796 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 305116,322 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 84,75453389 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 Q \text{ (Shell Keluar)} &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{49656,6192 \text{ lb/jam}}{0,21256734 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 233608,8844 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 64,89135678 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Pemilihan diameter *Nozzle* berdasarkan diameter pipa :

$$\begin{aligned}
 \text{D optimum (Shell masuk)} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \dots\dots\dots (\text{D.40}) \\
 &= 3,9 \times (84,75453389 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (0,162749796 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\
 &= 22,7109 \text{ in} = 0,576 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{D optimum (Shell keluar)} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times (64,89135678 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (0,21256734 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\
 &= 20,8508 \text{ in} = 0,529 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Shell masuk

Dari Appendix Tabel 11 hal 844 Dimensions of steel pipe (IPS) kern, 1965 diperoleh :

Ukuran Nozzle	= 5 in
ID Pipa	= 5,026 in
OD Pipa	= 5,5 in
Schedule Number	= 40
Flow Area	= 12,7 in ²
Weight	= 19 lb

Shell keluar

Dari Tabel 11 kern, 1965 diperoleh :

Ukuran Nozzle	= 6,625 in	= 0,508 m
ID Pipa	= 19,25 in	= 0,488 m
OD Pipa	= 20 in	= 0,508 m
Schedule Number	= 20	
Flow Area	= 291 in ²	
Weight	= 78lb	

12. Perhitungan Sambungan *Nozzle* Dengan Dinding *Shell and Tube Heat Exchanger*

Untuk menghubungkan *nozzle* dengan dinding *shell and tube heat exchanger* maka digunakan secara sistem *flange* dan *bolting*.

a. *Flange*

Bahan	= <i>High Alloy Steel SA 240 Grade M</i>
<i>Tensile Strength Minimum</i>	= 75.000 Psi
<i>Allowed Stress</i>	= 18.750 Psi
Tipe <i>Flange</i>	= <i>Ring Flange</i> (Brownell & Young, 1959, App. D)

b. *Bolting*

Bahan	= <i>Low Alloy Steel SA 193</i>
<i>Tensile Strength Minimum</i>	= 75.000 Psi
<i>Allowed Stress</i>	= (Brownell & Young, 1959, Tabel. 13-1)

c. *Bolting*

Bahan	= <i>Flate Metal, Asbestos Filled</i>
<i>Tensile Strength Minimum</i>	= 3,71 Psi
<i>Allowed Stress</i>	= 9000 Psi (Brownell & Young, 1959, Tabel. 12-11)

13. Perhitungan Diameter Gasket

Dari Brownell dan Young, 1959 persamaan 12.2

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y - P \cdot m}{y - P(m+1)}}$$

Dimana: d_o = Diameter luar gasket (in)

d_i = Diameter dalam gasket (in)

P = Internal *Pressure* = 14,7 Psi

m = Gasket faktor = 3,75 Psi

y = *Yield Stress* = 9.000 Psi

maka:

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{9.000 - 14,7 \cdot 3,75}{9.000 - 14,7(3,75+1)}} = 1,000822$$

Diameter (d_i) gasket = ID *Shell* = 17 in, sehingga:

$$\begin{aligned} D_o &= 17 \text{ in} \times 1,000822 \text{ in} \\ &= 17,2641 \text{ in} = 0,4385 \text{ m} = 1,438 \text{ ft} \end{aligned}$$

Lebar gasket minimal (n)

$$n = \frac{d_o - d_i}{2} = \frac{17,2641 \text{ in} - 17,25 \text{ in}}{2} = 0,00709 \text{ in} = 0,00018 \text{ m} = 0,000591 \text{ ft}$$

Diameter gasket rata-rata (G)

$$\begin{aligned} G &= d_i + n \\ &= 17,25 + 0,00709 \\ &= 17,257095 \text{ in} = 0,4383 \text{ m} = 1,4380 \text{ ft} \end{aligned}$$

14. Menghitung Berat Total Heat Exchanger

$$W_s = \pi/4 \times (OD^2 - ID^2) \times H \times \rho \dots\dots\dots (D.41)$$

Dimana :

W_s	= Berat Heat Exchanger
Densitas steel	= 490lb/ft ³
Diameter Luar (IDs)	= 17,25 in = 0,43815 m = 1,437 ft
Diamter Dalam (ODs)	= 17,79056 in = 0,4518 m = 1,482 ft
Panjang Shell	= 192 in = 4,8768 m = 16 ft
Tebal Shell	= 0,27028324 in = 0,00685194 m = 0,0225 ft
Diameter Dalam Tube (IDt)	= 0,532 in = 0,0135128 m = 0,04433 ft
Diamter Luar Tube (ODt)	= 3/4 in = 0,01905 m = 0,0625 ft
Panjang Tube	= 192 in = 4,8768 m = 16 ft
Jumlah Tube	= 167 Tube
Straight Flange Length (Sf)	= 2,25 in = 0,2083 ft (Brownel, 1959)
Inside Corner Radius (Icr)	= 1,125 in = 0,1461 ft (Brownel,1959)
Ketebalan Head (th)	= 0,25 in = 0,0208 ft (Brownel, 1959)

1. Berat Shell

$$V_{\text{shell}} = 3,14 \times IDs \times \text{panjang shell} \times t_s$$

$$\begin{aligned}
&= 3,14 \times 17,25 \text{ in} \times 192 \text{ in} \times 0,27028324 \text{ in} \\
&= 2810,859205 \text{ in}^3 \\
&= 1,626655466 \text{ ft}^3 \\
\text{Berat shell} &= \rho_{\text{steel}} \times V_{\text{shell}} \\
&= 490 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 1,626655466 \text{ ft}^3 \\
&= 797,0611781 \text{ lb}
\end{aligned}$$

2. Total Berat Tube

$$\begin{aligned}
V_{\text{tube}} &= 3,14 \times \text{IDt} \times \text{panjang tube} \times \text{tt} \\
&= 3,14 \times (0,532 \text{ in}) \times (192 \text{ in}) \times (0,218 \text{ in}) \\
&= 69,9196 \text{ in}^3 \\
&= 0,0406 \text{ ft}^3 \\
\text{Berat total tube} &= N_t \times V_{\text{tube}} \times \rho_{\text{steel}} \\
&= 167 \times 0,0406 \text{ ft}^3 \times 490 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \\
&= 3314,3199 \text{ lb}
\end{aligned}$$

3. Berat Baffle

$$\begin{aligned}
L_{\text{penampang tot tube}} &= \left(\frac{1}{4}\right) \times \pi \times (\text{ODt})^2 \times N_t \\
&= \left(\frac{1}{4}\right) \times 3,14 \times (3/4 \text{ in})^2 \times 167 \\
&= 73,8133 \text{ in}^3 \\
&= 0,0512 \text{ ft}^3 \\
L_{\text{tube sheet}} &= \left(\frac{1}{4} \times \pi \times \text{ID}_s^2\right) - \left(\frac{1}{4} \times \pi \times \text{ID}_t^2\right) \\
&= \left(\frac{1}{4} \times 3,14 \times (17,25 \text{ in})^2\right) - \left(\frac{1}{4} \times 3,14 \times (0,532 \text{ in})^2\right) \\
&= 233,145 \text{ in}^2 \\
&= 1,6190 \text{ ft}^2 \\
L_{\text{baffle cut}} &= 0,25 \times L_{\text{tube sheet}} \\
&= 0,25 \times 233,145 \text{ in}^2 \\
&= 58,286 \text{ in}^2 \\
&= 0,4047 \text{ ft}^2 \\
\text{Berat Baffle} &= N_t \times (L_{\text{tube sheet}} - L_{\text{penampang tot tube}} - L_{\text{baffle cut}}) \times \frac{3}{12} \text{ in} \times \rho_{\text{steel}}
\end{aligned}$$

$$= 167 \times (1,6190 - 0,0512 - 0,4047) \text{ft}^2 \times 0,021 \text{ft} \times 490 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 14369,20149 \text{ lb}$$

4. Total Berat *Head*

$$b_d = OD_s + \frac{OD_s}{42} + 2 \times sf + icr$$

$$= 17,9056 \text{ in} + \frac{17,9056 \text{ in}}{42} + 2 \times 2,25 \text{ in} + 1,1375 \text{ in}$$

$$= 23,8391 \text{ in} = 1,9865 \text{ ft}$$

$$V \text{ head atas} = \frac{1}{4} \times \pi \times (b_d)^2 \times th$$

$$= \frac{1}{4} \times 3,14 \times (1,9865 \text{ ft})^2 \times 0,021 \text{ ft}$$

$$= 0,0650 \text{ ft}^3$$

$$\text{Berat head atas} = V \text{ head atas} \times \rho \text{ steel}$$

$$= 0,0650 \text{ft}^3 \times 490$$

$$= 31,87893289 \text{ lb}$$

$$V \text{ head bawah} = \left(\frac{1}{4} \times \pi \times (b_d)^2 - \frac{1}{4} \times \pi \times (OD_t)^2 \right) \times th$$

$$= \left(\frac{1}{4} \times 3,14 \times (1,9865)^2 \right) - \left(\frac{1}{4} \times 3,14 \times (3/4)^2 \right) \times 0,021$$

$$= 3,088777031 \text{ ft}^3$$

$$\text{Berat head bawah} = V \text{ head bawah} \times \rho \text{ steel}$$

$$= 3,088777031 \text{ ft}^3 \times 490 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$= 1513,50074 \text{ lb}$$

$$\text{Total berat head} = \text{Berat head atas} + \text{Berat head bawah}$$

$$= 31,87893289 + 1.513,50074$$

$$= 1545,379678 \text{ lb}$$

$$W_s = \text{Berat Shell} + T. \text{berat tube} + \text{berat baffle} + T. \text{berat head}$$

$$= (797,0611781 + 3314,3199 + 14369,20149 + 1513,50074) \text{ lb}$$

$$= 20.025,96231 \text{ lb}$$

Volume HE

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 \cdot H$$

$$= \frac{1}{4} \times 3,14 \times (17,25 \text{ in})^2 \times 192 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 &= 44.848,6 \text{ in}^3 \\
 &= 1,8005 \text{ m}^3 \\
 &= 63,58411735 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ larutan} &= \frac{\text{laju massa total}}{\frac{\text{laju massa tube}}{\rho \text{ tube}} + \frac{\text{laju massa shell}}{\rho \text{ shell}}} \\
 &= \frac{(49656,98974 + 49657,61916)}{\frac{49656,98974}{53,7629936} + \frac{49657,61916}{0,162749796}} \\
 &= 0,324515179 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

Waktu tinggal (t)

$$\begin{aligned}
 t &= \text{volume/laju alir volumetric} \\
 &= 63,58411735 \text{ m}^3 / 923,6276929 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,068841718 \text{ jam} \\
 &= 247,8301855 \text{ detik}
 \end{aligned}$$

Dimana,

$$m = \text{berat larutan dalam HE} = 91.195,88 \text{ lb/jam}$$

$$t = \text{waktu tinggal dalam HE} = 0,0119 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned}
 Wt &= m \times t \\
 &= 0,324515179 \text{ lb/jam} \times 0,068841718 \text{ jam} \\
 &= 0,022340182 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 \text{Berat total} &= Ws + Wt \\
 &= 20.025,96231 \text{ lb} + 0,022340182 \text{ lb} \\
 &= 20.025,98465 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

15. Menghitung Penyangga Kolom

Direncanakan 2 buah penyangga kolom (kaki penahan), digunakan kolom penyangga jenis I-beam.

Tinggi kolom penyangga

$$L = \frac{1}{2} \times H + I \dots\dots\dots (D.60)$$

Dimana:

$$\begin{aligned}
 I &= 1,5 \text{ m} = 59,0551 \text{ in} \\
 L &= \frac{1}{2} \times 17,7905 \text{ in} + 59,055 \text{ in} \\
 &= 67,9502 \text{ in} \\
 &= 1,7259 \text{ m}
 \end{aligned}$$

1. Perhitungan flange, Bolt, dan Gasket dari Vessel

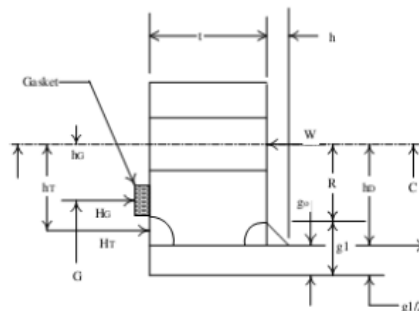
a. Sambungan *head* dengan *shell*

Sambungan antara tutup bejana dengan bagian shell menggunakan sistem *flange* dan baut. Bahan konstruksi yang dipilih berdasarkan pada kondisi operasi.

Data perancangan:

Tekanan Desain	= 35,2752 psi
Material <i>flange</i>	= Carbon steel SA-240 grade A
<i>Bolting steel</i>	= Carbon steel SA-193 grade B6
Material gasket	= Soft steel
Diameter luar shell, B	= 17,7905 in
Ketebalan shell	= 0,270283 in
Diameter dalam shell	= 17,25 in
yield stress, y	= 9000
faktor gasket, m	= 3,75
Tegangan dari material flange (f_a)	= 15000
Tegangan dari bolting material (f_b)	= 20000

Tipe *flange* terlihat pada gambar berikut:



Gambar D.11 tipe *flange* dan dimensinya

b. Perhitungan lebar gasket

$$\begin{aligned}
 d_o/d_i &= \sqrt{\frac{y-P.m}{y-[P(m+1)]}} \dots\dots\dots (D.61) \\
 &= \sqrt{\frac{9000-14,7573 \times 3,75}{9000 - (14,7573 (3,75+1))}} \\
 &= 1,000825944
 \end{aligned}$$

Asumsi bahwa diameter dalam gasket sama dengan diameter luar shell 17,805203 in sehingga:

$$\begin{aligned}
 D_o &= 1,000825944 \times 17,7905 \text{ in} \\
 &= 17,805203 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Lebar gasket minimum (N):

$$\begin{aligned}
 N &= \frac{d_o-d_i}{2} \dots\dots\dots (D.62) \\
 &= \frac{17,805203 - 17,805203}{2} \\
 &= 0,007318272 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Digunakan gasket dengan lebar 0,007318272 in

Diameter gasket rata-rata, G = di + lebar gasket

$$\begin{aligned}
 &= 17,805203 \text{ in} + 0,007318272 \text{ in} \\
 &= 17,79788475 \text{ in}
 \end{aligned}$$

c. Perhitungan Beban

Dari Fig. 12.12 Brownell & Young 1959 kolom 1 tipe 1.a

$$\begin{aligned}
 b_o &= \frac{N}{2} \\
 &= \frac{0,007318272}{2} \\
 &= 0,003659136 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= \frac{\sqrt{0,003659136}}{2} \\
 &= 0,030245396 \text{ in}
 \end{aligned}$$

nilai b = b_o jika b_o ≤ ¼ in sehingga, b = 0,030245396 in

W_{m2} = H_y

$$= \pi \times b \times G \times y \dots\dots\dots (D.63)$$

$$= 3,14 \times 0,030245396 \times 17,79788475 \times 9000$$

$$= 152.123,4731 \text{ lb}$$

Keterangan :

Hy = berat beban bolt maksimum (lb)

b = *effective* gasket (in)

G = diameter gasket rata-rata (in)

Berat untuk menjaga *joint tight* saat operasi digunakan persamaan 12.90 pada Brownell & Young, 1959.

$$H_p = 2 \times b \times \pi \times G \times m \times P \dots\dots\dots (D.64)$$

$$= 2 \times (0,030245396) \times (3,14) \times (17,79788475) \times (3,75) \times (14,7573)$$

$$= 186,3527953 \text{ lb}$$

Keterangan:

H_p = beban *join tight* (lb)

m = faktor gasket (Fig 12.11 Brownell & Young 1959 hal 229)

b = *Effective* gasket (in)

G = Diameter gasket rata-rata (in)

P = Tekanan operasi (psi)

Beban dari tekanan internal dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 12.89 Brownell & Young, 1959.

$$H = \frac{\pi}{4} G^2 P \dots\dots\dots (D.65)$$

$$= \frac{3,14}{4} (17,79788475)^2 \times (14,7573)$$

$$= 3655,306275 \text{ lb}$$

Beban operasi total dihitung dengan persamaan 12.91 Brownell & Young, 1959.

$$W_{m1} = H + H_p \dots\dots\dots (D.66)$$

$$= 3.655,306275 \text{ lb} + 186,3527953 \text{ lb}$$

$$= 681.176,5421 \text{ lb}$$

Berdasarkan perhitungan di atas, diperoleh W_{m1} lebih kecil dari pada W_{m2} . Sehingga beban pengontrol berada pada $W_{m2} = 266222,14629$ lb

Keterangan:

W_{m1} = beban berat *bolt* pada kondisi operasi (lb)

W_{m2} = beban berat *bolt* pada kondisi tanpa tekanan dalam (lb)

H = total *joint contact surface* (lb)

d. Perhitungan luas baut minimum (*minimum bolting area*)

Perhitungan luas baut minimum dapat dihitung dengan persamaan 12.92 Brownell & Young, 1959.

$$\begin{aligned} Am_2 &= \frac{W_{m2}}{f_b} \dots\dots\dots (D.67) \\ &= \frac{152.123,4731}{15.000} \\ &= 10,14156487 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Keterangan:

Am_2 = total luas *bolt* pada kondisi operasi (in^2)

Perhitungan ukuran baut optimum berdasarkan tabel 10.4 Brownell & Young, 1959. Dengan menggunakan ukuran baut = 1 in diperoleh data sebagai berikut:

Root area = 0,5510

Bolt spacing standar (Bs) = 3,0000

Minimal radian distance (R) = 1,3750

Edge distance (E) = 1,0625

maximum Fillet Radius (r) = 0,4375

$$\text{Jumlah Baut Minimum} = \frac{Am_1}{\text{root area}} \dots\dots\dots (D.68)$$

$$= \frac{10,14156487 \text{ in}^2}{0,5510 \text{ in}^2}$$

$$= 18,40574387 \text{ buah}$$

$$= 19 \text{ buah}$$

Sehingga digunakan baut dengan ukuran 1 in sebanyak 19 buah.

$$\begin{aligned} \text{Bolt circle diameter, BC} &= ID + 2 ((1,145 \times g_o) + R) \dots\dots\dots (D.69) \\ &= 17,25 \text{ in} + 2 ((1,145 \times 0,25 \text{ in}) + 1,3750 \text{ in}) \end{aligned}$$

$$= 19,35 \text{ in}$$

Perhitungan diameter *flange* luar:

$$\begin{aligned} \text{Flange OD (A)} &= BC + 2E \dots\dots\dots (D.70) \\ &= 19,35 \text{ in} + 2 \times (1,0625 \text{ in}) \\ &= 21,475 \text{ in} \end{aligned}$$

Cek lebar gasket:

$$\begin{aligned} \text{Ab aktual} &= N \text{ bolt} \times \text{root area} \dots\dots\dots (D.71) \\ &= 18 \times 0,5510 \text{ in}^2 \\ &= 10,1415 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Lebar gasket minimum:

$$\begin{aligned} N_{\min} &= \frac{\text{Ab aktual} \times f \text{ allow}}{2 \times y \times \pi \times G} \dots\dots\dots (D.72) \\ &= \frac{10,1415 \times 15.000}{2 \times 9.000 \times 3,14 \times 17,79788475} \\ &= 0,15122573 \text{ in (} N_{\min} < 0,5 \text{ in, pemilihan baut memenuhi)} \end{aligned}$$

e. Perhitungan moment

1. Untuk *bolting up condition* (tanpa tekanan dalam)

Beban desain diberikan dengan persamaan:

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{2} (\text{Ab} + \text{Am}_1) \cdot f_a \dots\dots\dots (D.73) \\ &= \frac{1}{2} (10,1415 + 10,14156487) \times 15.000 \\ &= 152.123,4731 \text{ lb} \end{aligned}$$

Keterangan :

- W = berat beban (lb)
 Am_1 = luas baut minimum (in^2)
 Ab = luas *actual bolt* (in^2)
 F_a = *allowable stress* (psi)

Hubungan lever arm diberikan pada persamaan 12.101 Brownell & Young, 1959.

$$\begin{aligned} h_G &= \frac{1}{2} (BC - G) \dots\dots\dots (D.74) \\ &= \frac{1}{2} (19,35 - 17,79788475) \\ &= 0,776057624 \text{ in} \end{aligned}$$

Keterangan :

hG = tahanan radial *circle bolt* (in)

BC = *bolt circle* diameter (in)

G = diameter gasket rata-rata (in)

Flange moment diberikan sebagai berikut:

$$\begin{aligned} M_a &= W \times hG \dots\dots\dots (D.75) \\ &= 152.123,473 \text{ lb} \times 0,776057624 \text{ in} \\ &= 118.056,5811 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

2. Untuk kondisi saat beroperasi

Beban desain yang diberikan $W = W_{m2}$ Untuk *hydrostatic end force* pada permukaan dalam *flange* (HD)

$$\begin{aligned} H_D &= 0,785 \times B^2 \times P \dots\dots\dots (D.76) \\ &= 0,785 \times (17,7905)^2 \times (14,7573) \\ &= 3.652,300858 \text{ lb} \end{aligned}$$

Keterangan :

H_D = *hydrostatic and force* pada area dalam *flange* (lb)

B = diameter dalam *flange* / OD *shell* (ft)

P = tekanan operasi (psi)

The lever arm, h_D

$$\begin{aligned} h_D &= \frac{1}{2} (BC - B) \dots\dots\dots (D.78) \\ &= \frac{1}{2} (19,35 \text{ in} - 0,030245396 \text{ in}) \\ &= 9,659877302 \text{ in} \end{aligned}$$

The moment, M_D

$$\begin{aligned} M_D &= H_D \times h_D \dots\dots\dots (D.79) \\ &= 3.652,300858 \text{ lb} \times 9,659877302 \text{ in} \\ &= 35.280,77816 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Perbedaan antara *flange-design bolt load* dengan *hydrostatic end force* total adalah:

$$\begin{aligned}
 H_G &= W - H \dots\dots\dots (D.80) \\
 &= W_{m_2} - H \\
 &= 152.123,4731 \text{ lb} - 3.655,306275 \text{ lb} \\
 &= 148.468,1668 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Maka komponen dihitung dengan persamaan:

$$\begin{aligned}
 M_G &= H_G \times h_G \dots\dots\dots (D.81) \\
 &= 148.468,1668 \text{ lb} \times 0,776057624 \text{ in} \\
 &= 591.615,6472 \text{ lb.in}
 \end{aligned}$$

Momen komponen *hydrostatic end force* total dan *hydrostatic force end* pada luas area *flange*, H_T :

$$\begin{aligned}
 H_T &= H - H_D \dots\dots\dots (D.82) \\
 &= 3.655,306275 \text{ lb} - 3.652,300858 \text{ lb} \\
 &= 3,005416161 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Hubungan *lever arm*, h_T

$$\begin{aligned}
 h_T &= \frac{1}{2} (h_D - h_G) \dots\dots\dots (D.83) \\
 &= \frac{1}{2} (9,659877302 \text{ in} + 0,776057624 \text{ in}) \\
 &= 5,605996275 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Moment Tension

$$\begin{aligned}
 M_T &= H_T \times h_T \dots\dots\dots (D.84) \\
 &= 3,005416161 \text{ lb} \times 5,605996275 \text{ in} \\
 &= 16,8483518 \text{ lb.in}
 \end{aligned}$$

Jumlah *moment* untuk kondisi saat beroperasi, M_o :

$$\begin{aligned}
 M_o &= M_D + M_G + M_T \dots\dots\dots (D.85) \\
 &= 35.280,77816 \text{ lb.in} + 591.615,6472 \text{ lb.in} + 16,8483518 \text{ lb.in} \\
 &= 626.913,2737 \text{ lb.in}
 \end{aligned}$$

Sehingga moment saat beroperasi sebagai pengontrol:

$$M_{\max} = M_o = 626.913,2737 \text{ lb.in}$$

f. Perhitungan tebal flange

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M_{\max}}{f_a \times B}} \dots\dots\dots (D.86)$$

$$\begin{aligned}
 K &= \frac{A}{B} \\
 &= \frac{21,475}{17,7905} \\
 &= 1,207100405
 \end{aligned}$$

Dari figur 12.22 Brownell & Young 1959, dengan harga $K = 1,098$ diperoleh:

$$Y = 11$$

Sehingga:

$$\begin{aligned}
 t &= \sqrt{\frac{Y \times M_{\max}}{f_a \times B}} \\
 &= \sqrt{\frac{11 \times 626913,2737}{15.000 \times 17,7905}} \\
 &= 5,317 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Sehingga diambil ketebalan flange = 5 in

2. Desain Sistem Penyangga

$$\begin{aligned}
 \text{Berat untuk perancangan} &= \text{berat total Heat Exchanger} \\
 &= 80.728,20089 \text{ lb} = 36.617,6661 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Heat Exchanger disangga dengan 2 kaki

Kaki penyangga dilas ditengah-tengah ketinggian (50% dari tinggi total *Heat Exchanger*).

Digunakan kaki (saddle) tipe I-beam dengan pondasi dari cor atau beton.

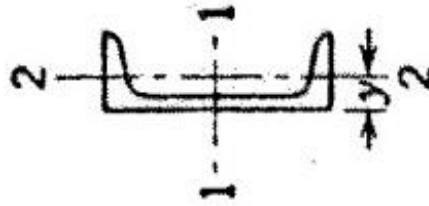
Karena kaki di las pada pertengahan ketinggian *Heat Exchanger*, maka ketinggian kaki :

$$\begin{aligned}
 H_{\text{saddle}} &= \frac{1}{2} H + L \\
 &= \frac{1}{2} (1,482547 \text{ ft}) + 3 \text{ ft} \\
 &= 3,741273574 \text{ ft} = 50,1456 \text{ in} = 1,273698 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dimana :

H = tinggi total *Heat Exchanger*

L = jarak antara bottom *Heat Exchanger* ke pondasi (digunakan 3 ft)



Gambar D.12 Kaki Penyangga Tipe I Beam

16. Perancangan Pondasi

Perancangan pondasi dengan sistem konstruksi beton terdiri dari campuran semen, kerikil, pasir dengan perbandingan 1:2:3. Direncanakan pondasi berbentuk limas terpancung. Dianggap hanya gaya vertikal dari berat kolom yang bekerja pada pondasi. Asumsi tanah pondasi adalah clay dengan safe bearing maksimal 10 ton/ft² (tabel 12.2 Hesse & Rushton).

Berat vessel, termasuk perlengkapannya yang diterima oleh :

I-beam pada kondisi operasi = 24.031,1334 lb

Berat I-Beam yang diterima oleh base plate = 12.202,63038 lb

Jadi berat total yang diterima oleh pondasi = 36.233,76378 lb

Digunakan tanah dengan ukuran :

Luas bagian atas (a) = 6.199,988 in² (78,740 in × 78,740 in)

Luas bagian bawah (b) = 6.835,486 in² (82,677 in × 82,677 in)

Tinggi pondasi = 30 in

Volume pondasi = $\frac{1}{3} \times \text{tinggi pondasi} \times ((a + b) + (a \times b)^{1/2})$
 = $\frac{1}{3} \times 30 \times ((6.199,988 + 6.835,486) + (6.199,988 \times 6.835,486)^{1/2})$

= 195.454,6103 in³

= 113,3505 ft³

Berat pondasi (W) = V × densitas beton

= 113,3505 ft³ × 140 lb/ft³

= 15.869,0700 lb

Jadi berat total yang diterima tanah adalah

W_{tot} = berat total yang diterima pondasi + berat pondasi

$$= 36.233,76378 \text{ lb} + 15.869,0700 \text{ lb}$$

$$= 52.102,83378 \text{ lb}$$

Tegangan tanah karena beban (Γ) = $P/F < 10 \text{ ton/ft}^2$

Keterangan :

P = beban yang diterima tanah (lb)

F = Luas alas (ft^2)

Jadi tegangan karena beban (Γ) :

$$\tau = \frac{W_{\text{tot}}}{b}$$

$$= \frac{52.102,83378}{7,62}$$

$$= 6.835,486 \text{ lb/in}^2$$

$$= 1,830030429 \text{ ton/ft}^2 < 10 \text{ ton/ft}^2$$

17. Kelayakan Alat Penukar Panas Tipe *Shell And Tube*

Menentukan kelayakan suatu alat penukar panas (*heat exchanger*) dapat dilakukan melalui 2 macam besaran yang perlu ditentukan yaitu:

a. Faktor Kekotoran (Rd)

Koefisien transfer panas *overall heat exchanger* sering berkurang akibat adanya timbunan kotoran (*fouling*) pada permukaan transfer panas yang disebabkan oleh sedimentasi, karat dan sebagainya. Kotoran ini bisa terjadi pada permukaan kedua dinding. *Fouling* adalah akumulasi endapan yang tidak diinginkan pada permukaan perpindahan panas. *Fouling* dapat menyebabkan pengurangan *cross sectional area* (luas penampang melintang) dan meningkatkan *pressure drop* sehingga dibutuhkan energi ekstra. *Fouling factor* menandakan ketahanan suatu *heat exchanger* terhadap pengotor. Apabila harga Rd hasil kalkulasi lebih besar dari harga Rd fluida maka alat penukar panas dapat dikatakan tidak layak digunakan. Ketetapan fouling faktor untuk air adalah antara 0,001 - 0,002 $\text{Btu/h.ft}^2.\text{°F}$. (Kern, 1965). Rd yang diperoleh pada perhitungan E-100 adalah 0,008 $\text{Btu/h.ft}^2.\text{°F}$ sehingga, Heater (E-100) memenuhi standart.

b. *Pressure Drop* (ΔP)

Pressure drop (ΔP) untuk masing-masing aliran tidak melebihi batas yang ditetapkan atau tergantung dari sistem atau alat penggerak media yang digunakan.

Kriteria pressure drop tersebut adalah:

- Maksimal 10 psi untuk aliran liquida
- Maksimal 1,5-2 psi untuk aliran gas atau uap.

(Mukherjee, 1998)

Pressure Drop (ΔP) yang diperoleh pada perhitungan HE-101 adalah

- Tube side sebesar 0,004637555 Psi
- Shell side sebesar 0,01518862 Psi

D.3 Kolom Distilasi (Handoyo Harahap/190140021)

Nama Alat : Distilasi

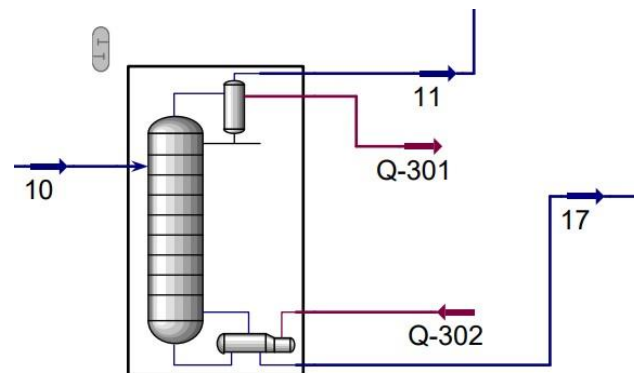
Kode : D-301

Fungsi : Untuk memisahkan Produk dengan Bahan Baku

Tipe : *Plate Tower* (menara distilasi dengan *sieve tray*)

Prinsip Kerja :

Kolom distilasi merupakan bejana tegak yang berdiri pada *skirt* dan pondasi beton. *Feed* dialirkan kedalam kolom distilasi yang memiliki *plate* yang tersusun secara seri. Pada operasi normal uap bergerak keatas melalui lubang-lubang *tray/plate* yang terdispersi oleh *liquid* yang mengalir diatasnya. Akibat adanya kontak tersebut sejumlah *liquid* diuapkan, kemudian sebagai produk (distilat) dan sebagiannya dikembalikan kedalam kolom distilasi sebagai refluks. Hasil bawah akan dikeluarkan sebagai *bottom product*.



D-301

Gambar D.13 Distilasi (D-301)

Keterangan Gambar :

F10 : Umpan Masuk

F11 : Hasil Atas

F17 : Hasil Bawah

Perhitungan dilakukan untuk mengetahui spesifikasi Kolom Distilasi (D-301), yang meliputi :

1. Kondisi operasi
2. Spesifikasi *shell* (diameter, tinggi dan tebal) dan head menara

3. Spesifikasi *tray*
4. Spesifikasi alat penunjang menara distilasi.

D.3.1 Penentuan Tipe Kolom Distilasi

Dalam perancangan menara distilasi ini dipilih jenis *tray* dengan pertimbangan diameter kolom lebih dari 3 ft (0,91 m) (Walas, 1990). Sedangkan jenis *tray* yang digunakan adalah *sieve tray* dengan pertimbangan:

1. *Pressure drop* rendah dan efisiensi tinggi (tab. 9.22, 90udwig, 1980)
2. Lebih ringan, dan murah karena pembuatannya lebih mudah
3. Biaya perawatan murah karena mudah dibersihkan

D.3.2 Penentuan Bahan Konstruksi

Dipilih bahan konstruksi jenis Carbon Steel SA-285 Grade C dengan pertimbangan:

1. Mempunyai *allowable stress* yang besar
2. Struktur kuat
3. Tahan terhadap korosifitas tinggi

D.3.3 Kondisi Operasi

Kondisi operasi dan neraca massa pada kolom distilasi (D-301) dapat dilihat sebagai berikut :

Tabel L.D 3.1 Neraca Massa Distilasi (D-301)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	<i>Feed</i>	<i>Distillate</i>	<i>Bottom</i>
Toluene	0,8266	0,65	0,1766
Metanol	300,8383	296,2202	4,6181
Paraxylene	18942,4555	4,1754	18938,2801
Air	3279,9037	1,1866	3278,717
Total	22524,024	22524,024	

Tabel L.D 3.2 Kondisi Operasi Umpan Kolom Distilasi (D-301)

Komponen	Temperatur (°C)	Tekanan (Atm)	Laju alir (Kg/jam)
<i>Feed</i> masuk	115	2,4000	22524,024
<i>Top</i>	64,72	1,0000	302,232
<i>Bottom</i>	111,9	1,0000	22221,791

Tabel L.D.3.3 Viskositas dan Densitas pada Kolom Distilasi (D-301)

Kondisi	Viskositas (cP)	Densitas, ρ (Kg/m ³)
<i>Feed</i> masuk	0,2856	812,4
<i>Top</i>	0,006624	1165
<i>Bottom</i>	0,29774	817,4

Tabel L.D.3.4 Fraksi Mol Campuran pada Kolom Distilasi (D-401)

Komponen	<i>Feed</i>	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Toluene	0	0,0008	0
Metanol	0,0254	0,988	0,0004
Paraxylene	0,4824	0,0042	0,4948
Air	0,4922	0,007	0,5048

Menentukan kondisi operasi dengan menggunakan metode McCabe-Thiele. Berikut langkah menentukan kondisi operasi sebagai berikut:

1. Pengenalan dan Asumsi

Metode grafik-matematika dapat ditentukan dengan nomor tray teoritis atau stage yang dibutuhkan untuk pemisahan campuran komponen A dan B digunakan metode McCabe-Thiele. Metode yang digunakan kesetimbangan massa sekitar bagian tower, yang digunakan untuk garis operasi kesetimbangan xy. Persamaan kesetimbangan massa total:

$$F = D+W \dots\dots\dots (Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-3)$$

Persamaan kesetimbangan massa komponen:

$$FxF = Dx D + WxW \dots\dots\dots (Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-4)$$

2. Perhitungan Bagian *Enriching* (*Enriching Section*)

Section enriching merupakan perhitungan pada bagian atas menara distilasi dari umpan masuk. Persamaan kesetimbangan total:

$$V_{n+1} = L_n + D \dots\dots\dots (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-5})$$

Persamaan kesetimbangan komponen:

$$V_{n+1} y_{n+1} = L_n x_n + D x_D \dots\dots\dots (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-6})$$

Persamaan menentukan garis operasi *enriching*

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} X_n + \frac{D x_D}{V_{n+1}} \dots\dots\dots (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-7})$$

Dengan slope = $R/(R+1)$, dan intersept garis pada $x = 0$, $y = x_D/(R+1)$

3. Perhitungan Bagian *Stripping* (*Stripping Section*)

Section stripping merupakan perhitungan pada bagian bawah menara distilasi dari umpan masuk.

Persamaan kesetimbangan total:

$$V_{m+1} = L_m - D \dots\dots\dots (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-9})$$

Persamaan kesetimbangan komponen:

$$V_{m+1} y_{m+1} = L_m x_m + D x_w \dots\dots\dots (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-10})$$

Persamaan menentukan garis operasi *enriching*

$$y_{m+1} = \frac{L_m}{V_{m+1}} X_n + \frac{D x_w}{V_{m+1}} \dots\dots\dots (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-11})$$

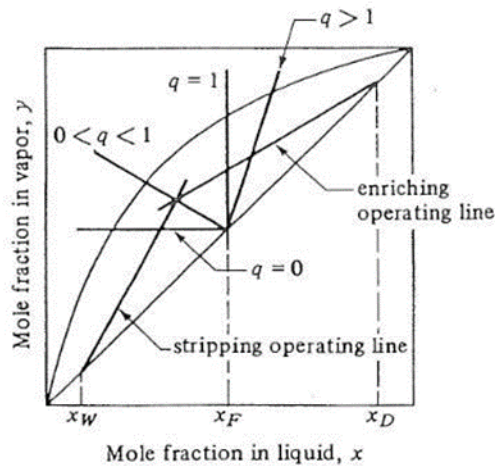
Dengan slope = $L_m/(V_{m+1})$, dan intersept garis pada $x = 0$,

$$y = -W_{xw}/V_{m+1}$$

4. Pengaruh dari Kondisi *Feed*

$$q = \frac{H_v - H_f}{H_v - H_l} \dots\dots\dots (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-7})$$

Berikut gambar garis operasi dari *q line*:



Gambar D.3.2 Lokasi dari q line pada berbagai kondisi: cairan dibawah titik didih ($q > 1$), cairan pada titik didih ($q = 1$), cairan+uap ($0 < q < 1$), saturated vapor ($q = 0$)

D.3.4 Perhitungan Kondisi Operasi

Neraca massa total :

Aliran feed = Aliran Distilat + Aliran Bottom

$F = D + W$

22524,024 kg/jam = 302,2322 kg/jam + W

W = 22524,024 kg/jam - 302,2322 kg/jam

W = 22.221,79 kg/jam

Neraca massa bagian *Top product (section enriching)* :

Rasio refluks (R) = 6

R = L_n/D

$L_n = 6 \times 302,2322 \text{ kg/jam}$

= 1813,39 kg/jam

$V_{n+1} = L_n + D$

= 1813,39 kg/jam + 302,2322 kg/jam

= 2115,63 kg/jam

Neraca massa bagian Top product (enriching section):

$$\begin{aligned} XD &= 0,988 \\ Y &= XD/R + 1 \\ &= 0,988/6 + 1 \\ &= 0,1411 \end{aligned}$$

Neraca massa bagian Bottom product (stripping section):

$$\begin{aligned} W &= 22.221,79 \text{ kg/jam} \\ L_m &= F \\ &= 22524,024 \text{ kg/jam} \\ V_{m+1} &= L_m - W \\ &= 22524,024 \text{ kg/jam} - 22.221,79 \text{ kg/jam} \\ &= 302,23 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Dengan slope = L_m/W_{m+1} dari intersept garis pada $x = 0$

$$\begin{aligned} \text{Dengan slope} &= \frac{L_m}{V_{m+1}} \\ &= \frac{22524,024}{302,13} \\ &= 74,53 \end{aligned}$$

Kemiringan q line

$$\begin{aligned} &= \text{slope } L_m/V_{m+1} \\ &= \text{slope } \tan \alpha \\ 74,53 &= \tan \alpha \end{aligned}$$

Inf. $\tan 74,53 = 89,23^\circ$

1. Menghitung Jumlah Tray Distilasi

Feed = 370,69 kmol/jam = 370.685,00 mol/jam

Tekanan (P) = 2,4 atm = 1824 mmHg

Tabel L.D.3.5 Fraksi Mol Umpan Masuk

Feed	
Komponen	Mol Fraksi
(A) Toluene	0,0000
(B) Metanol	0,0254

(C) Paraxylene	0,4824
(D) Air	0,4922

Untuk komponen B sebagai *light key*: Metanol (CH₃OH)

Untuk komponen C sebagai *heavy key*: Paraxylene (C₈H₁₀)

Tabel L.D.3.6 Neraca Massa Distilasi

Komponen	Feed		Distilat		Bottom	
	XiF	XiF.F (mol/jam)	YiD	YiD.D (mol/jam)	XiW	XiW.W (mol/jam)
A	0,0000	0,00	0,0008	7,49	0,0000	0,00
B	0,0254	9415,40	0,9880	9244,81	0,0004	144,21
C	0,4824	178818,444	0,0042	39,29982	0,4948	178389,254
D	0,4922	182451,157	0,007	65,4997	0,5048	181994,534
Sub Total	1,00	370685,00	1,00	9357,10	1,00	360528,00
Total		370685,00		370685,00		

Untuk menentukan temperatur maka perlu di trial temperatur *dew point* pada tekanan 760 mmHg. Tekanan uap tiap komponen dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$\ln P = A + (B/T+C) + (D \times \ln T) + (E \times T^F)$$

Konstanta untuk tiap-tiap komponen dapat dilihat pada berikut :

Tabel LD.3.7 Konstanta Tekanan Uap

Komponen	A	B	C	D	E
Toluene	24,539	-1507,2	-6,48	-4,2845E-11	5,4982E-06
Metanol	21,4469	-1462,7	-5,261	3,2820E-11	3,7349E-06
Paracylene	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,4247E-09	8,0900E-06
Air	23,0607	-3134,7	-4,8813	4,3690E-04	-4,9161E-13

Sumber: (Carl Yaws, 1996)

2. Menentukan Temperatur Dew Point

Pada keadaan *dew point*, $\sum x_i = \sum (y_i/K_i) = 1$. Dengan cara trial T pada tekanan 760 mmHg hingga $\sum x_i = 1$ maka akan diperoleh temperatur dew point distilat. Dengan menggunakan program solver-excel maka diperoleh hasil seperti pada tabel berikut.

Tabel L.D.3.8 Hasil Trial untuk Penentuan *Dew Point* Destilat

Komponen	Tekanan Parsial Komponen (mmHg)	$K_i = P_i/P$	$\alpha_i = K_i/K_c$	$Y_i D/\alpha_i$	X_i
	P_i	K_i	α_i		
Toluene	36,74	0,05	18877467,5	0,0000	0,0000
Metanol	25,57	0,03	13138172,9	0,0000	0,0000
Paraxylene	0,00	0,00	27,36	0,0003	0,0003
Air	0,00	0,00	1,00	1,0000	0,9997
Total	760,00			1,0003	1,0000

$$P = 760 \text{ mmHg}$$

$$T_{\text{trial}} = -98^\circ\text{C} (175,15 \text{ K})$$

Trial temperatur digunakan metode goal seek pada program Ms. Excel, dengan menentukan nilai X_i harus 1.

3. Menentukan Temperatur Bubble Point

Pada keadaan bubble point, $\sum y_i = \sum (K_i \cdot x_i) = 1$. Dengan cara trial T pada tekanan 760 mmHg hingga $\sum y_i = 1$ maka akan diperoleh temperatur bubble point distilat. Dengan menggunakan program solver-excel maka diperoleh hasil seperti pada tabel berikut.

Tabel L.D.3.9 Hasil Trial untuk Penentuan *Dew Point* Destilat

Komponen	Tekanan Parsial Komponen (mmHg)	$K_i = P_i/P$	$\alpha_i = K_i/K_c$	$Y_i D/\alpha_i$	Y_i
	P_i	K_i	α_i		
Toluene	20776,75	27,34	543,80	0,2175	0,0009
Metanol	17315,80	22,78	453,21	224,24	0,9419
Paraxylene	954,90	1,26	24,99	12,61	0,0530
Air	38,21	0,05	1,00	1,0000	0,0042
Total	760,00			238,08	1,0000

$$P = 760 \text{ mmHg}$$

$$T_{\text{trial}} = 64,5^\circ\text{C} (337,65 \text{ K})$$

Trial temperatur digunakan metode goal seek pada program Ms. Excel, dengan menentukan nilai Y_i harus 1.

4. Relatif Volatilitas Rata-Rata (α_{avg})

$$(\alpha_{avg}) = \sqrt{\alpha_{top} \times \alpha_{bottom}}$$

Tabel L.D.3.10 Nilai α_{avg} Tiap Komponen

Komponen	α_{top}	α_{bottom}	α_{avg}
Toluene	1,1965	0,9017	1,0387
Metanol	5,3009	4,1323	4,6803
Paraxylene	0,3742	0,3452	0,3594
Air	1,0000	1,0000	1,0000
Total	7,8716	6,3792	7,0784

5. Menghitung Jumlah Stage Minimum (N_m)

$$N_m = \frac{\text{Log} \left[\left(X_{LD} \cdot \frac{D}{X_{HD}} \cdot D \right) \left(X_{HW} \cdot \frac{W}{X_{LW}} \cdot W \right) \right]}{\text{Log} (\alpha_{Lavg})}$$

$$N_m = 1,55 \text{ Plate}$$

6. Menentukan Refluk Rasio Minimum (R_m)

Persamaan yang digunakan untuk menentukan refluks minimum adalah dengan persamaan Underwood :

$$1-q = \sum \frac{\alpha_i X_{iF}}{\alpha_i - \theta}$$

Karena feed yang masuk adalah liquid pada boiling point, maka $q = 1$.

Persamaannya menjadi :

$$\sum \frac{\alpha_i X_{iF}}{\alpha_i - \theta}$$

Untuk menghitung refluks minimum, digunakan persamaan Underwood

$$\sum \alpha_i \cdot x_i \cdot \frac{D}{\alpha_i} - \theta = R_m + 1$$

Untuk menghitung nilai refluks minimum dicari dengan cara trial nilai θ sampai diperoleh nilai persamaan diatas sama dengan nol. Maka perlu diketahui sebelumnya nilai α_i untuk mengetahui nilai θ , diperoleh hasil sebagai berikut:

Tabel L.D.3.11 Hasil penentuan α_i

Komponen	Ki	α_i	X_{iF}	Y_{iD}
Toluene	0,43	329,71	0,0000	0,0008
Metanol	0,03	25,60	0,0254	0,9880
Paraxylene	0,09	71,96	0,4824	0,0042
Air	0,00	1,00	0,4922	0,0070
Total			1,0000	1,0000

Temperatur rata-rata pada *dew point* dan *bubble point* = 44,75 °C (317,90 K). Nilai untuk θ diasumsikan dan berada di antara nilai α_L s/d α_H . Untuk mencari nilai θ yaitu dengan menggunakan program *solver excel* metode *goal seek*. Sehingga didapat:

$$\text{Hasil trial } \theta = 2,4356$$

Maka,

$$1 - q = \sum \alpha_i \cdot iF / \alpha_i - \theta$$

$$1 - q = 0,1847$$

Maka untuk nilai refluks rasio minimum, adalah :

$$R_m = \sum \alpha_i \cdot Y_{iD} / (\alpha_i - \alpha) - 1$$

$$R_m = 1,0922$$

Rasio refluks minimum dengan menggunakan metode Underwood adalah 1,0922.

R operasi berkisar antara 1,2 – 1,5 R_m , sehingga dipilih:

$$R \text{ operasi} = 1,2 \times R_m$$

$$R \text{ operasi} = 1,2 \times 1,0922$$

$$R \text{ operasi} = 1,3106$$

7. Penentuan Jumlah *Stage Ideal*

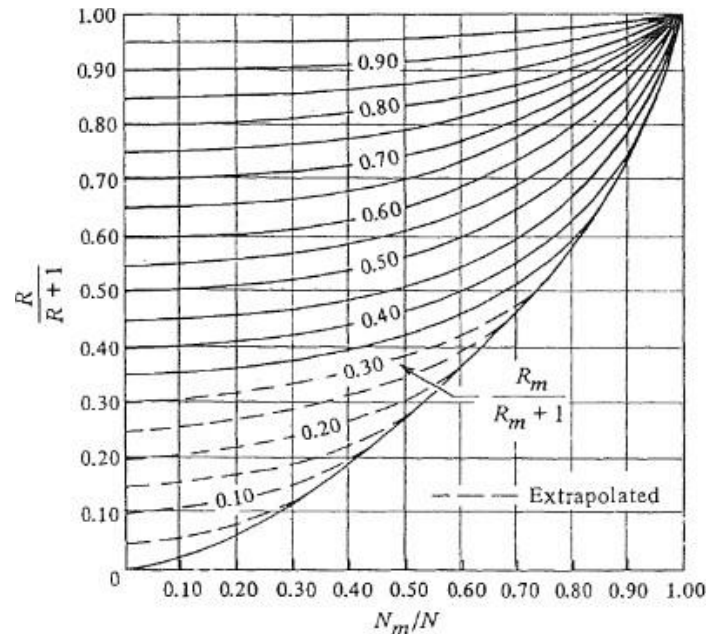
Jumlah *stage* teoritis pada rasio refluks operasi $R = 1,2 R_m$ menggunakan korelasi Erbar-Madox

$$R \text{ operasi} = 1,2 R_m$$

$$R \text{ operasi} = 1,3106$$

$$\frac{R \text{ operasi}}{R \text{ operasi} + 1} = \frac{1,3206}{1,3206 + 1} = 0,5672$$

$$\frac{R_m}{R_m + 1} = \frac{1,0922}{1,0922 + 1} = 0,5220$$



Gambar D.3.3 Grafik Penentu *Stage* Ideal

Dari fig.11.7-3 Geankoplis, diperoleh :

$$N_m/N = 1,31$$

$$N = \frac{N_m}{0,12}$$

$$N = 11 \text{ Plate (termasuk reboiler)}$$

8. Menentukan Letak Plate Umpan Masuk

Untuk menentukan lokasi *feed tray* dengan persamaan Kirkbride :

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[\left(\frac{X_{HF}}{X_{LF}} \right) \frac{B}{D} \left(\frac{X_{LW}}{Y_{HD}} \right)^2 \right]$$

$$\text{Log } \frac{N_e}{N_s} = 1,641,2086$$

$$N_e/N_s = \text{Log}^{-1} (0,1480)$$

$$N_e/N_s = 242,8989$$

$$N_e = 1,4062 N_s$$

Jumlah plate termasuk reboiler = 11 plate, sedangkan jumlah plate tanpa reboiler adalah 10 plate

$$\begin{aligned} N &= N_e + N_s \\ N_s &= N - N_e \\ N_s &= 10 - N_e \end{aligned}$$

Substitusikan persamaan (2) kedalam persamaan (1), sehingga:

$$\begin{aligned} N_e &= 1,4062 (10 - N_e) \\ N_e + 1,4062 N_e &= 1,4062 \times 10 \\ N_e &= 11 \end{aligned}$$

Jadi, lokasi *stage* umpan dengan metode Kirkbride diperoleh pada *stage* 11 dari bawah.

D.3.5 Menentukan Spesifikasi Kolom Distilasi

1. Jarak antar Tray

Tinggi tray spacing pada umumnya antara 0,3 - 0,6 m (Coulson, 1983).

Diambil tray spacing = 0,55 m.

a. Laju alir massa bagian atas

$$\begin{aligned} \text{Feed, } F &= 2.2571,94408 \text{ Kg/jam} &= 6,269984466 \text{ kg/s} \\ \text{Top Product, } D &= 302,2456611 \text{ Kg/jam} &= 0,083957128 \text{ kg/s} \\ \text{Vapor Rate, } V &= 698,3688245 \text{ Kg/jam} &= 0,193999134 \text{ kg/s} \\ \text{Liquid rate, } L &= 396,1231634 \text{ Kg/jam} &= 0,110034214 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

b. Laju alir massa bagian bawah

$$\begin{aligned} \text{Feed, } F &= 2.2571,94408 \text{ Kg/jam} &= 6,269984466 \text{ kg/s} \\ \text{Top Product, } D &= 22.221,10627 \text{ Kg/jam} &= 6,172529519 \text{ kg/s} \\ \text{Vapor Rate, } V &= 1.381,879993 \text{ Kg/jam} &= 0,383855554 \text{ kg/s} \\ \text{Liquid rate, } L &= 23.602,98626 \text{ Kg/jam} &= 6,556385073 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

2. Liquid – Vapor Flow Factor (FLV)

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

Keterangan :

FLV = *Liquid – Vapour flow factor*

mL = Laju alir massa cairan (kg/jam)

mV = Laju alir massa uap (kg/jam)

ρv = Densitas Uap (kg/m³)

ρL = Densitas cairan (kg/m³)

a. Liquid – Vapor Flow Factor, Bagian Atas ($F_{LV, Top}$)

Diketahui :

mL, Top = 0,110034212 kg/s

mV, Top = 0,19399134 kg/s

$\rho_{\text{vapor}, Top}$ = 1,153363122 kg/m³

$\rho_{\text{liquid}, Top}$ = 797,1160612 kg/m³

$$F_{LV, Top} = \frac{0,110034212}{0,19399134} \sqrt{\frac{1,153363122}{797,1160612}}$$

$$F_{LV, Top} = 0,021575837$$

b. Liquid – Vapor Flow Factor, Bagian Bawah ($F_{LV, Bottom}$)

Diketahui :

$mL, Bottom$ = 0,110034212 kg/s

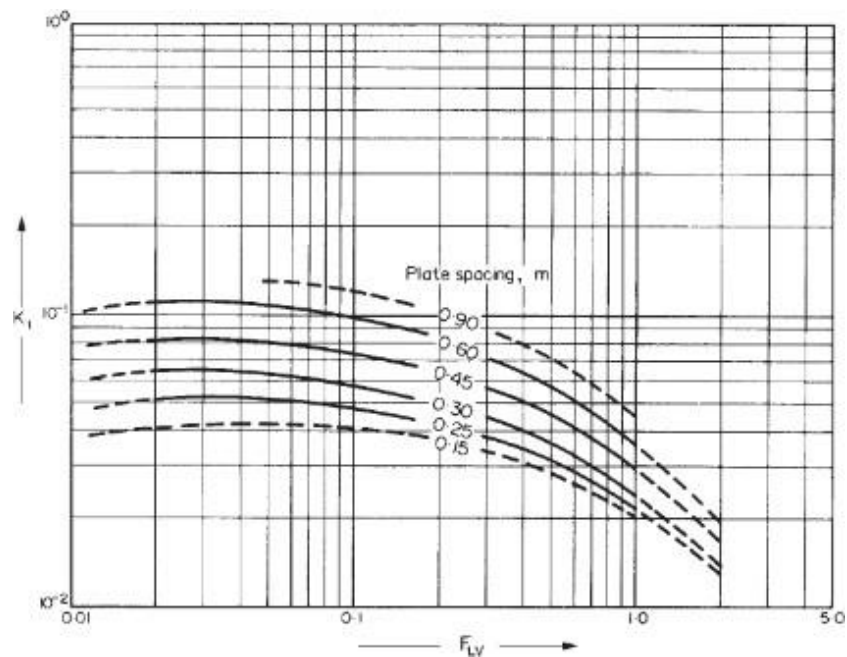
$mV, Bottom$ = 0,19399134 kg/s

$\rho_{\text{vapor}, Bottom}$ = 1,153363122 kg/m³

$\rho_{\text{liquid}, Bottom}$ = 797,1160612 kg/m³

$$F_{LV, Bottom} = \frac{0,110034212}{0,19399134} \sqrt{\frac{1,153363122}{797,1160612}}$$

$$F_{LV, Bottom} = 0,55198693$$



Gambar D.3.4 Grafik *Flooding Velocity Sieve Tray*

Dari Gambar untuk *plate spacing* = 0,55 m dan $F_{LV, Top}$ dan $F_{LV, Bottom}$, maka diperoleh nilai $K_{1, Top} = 0,08$, dan $K_{1, Bottom} = 0,087$ (Coulson, 1983).

3. Menentukan Kecepatan *flooding* (uf)

$$uf = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

Keterangan :

uf = Kecepatan *flooding* (m/s)

K_i = Konstanta

a. Kecepatan *Flooding* bagian atas (uf, Top)

$$uf, Top = 0,08 \sqrt{\frac{767,1160612 - 1,153363122}{1,153363122}}$$

$$uf, Top = 3,274 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap pada umumnya 70-90% dari kecepatan *flooding* (Coulson, 1983), untuk perancangan diambil $uv = 85\% uf$

Kecepatan uap pada bagian atas (*top*):

$$\begin{aligned} u_{v, \text{ Top}} &= 85\% \times u_{f, \text{ Top}} \\ &= 85\% \times 2,101615749 \text{ m/s} \\ &= 2,7829 \text{ m/s} \end{aligned}$$

b. Kecepatan Flooding bagian bawah ($u_{f, \text{ Bottom}}$)

$$u_{f, \text{ bottom}} = 0,087 \sqrt{\frac{926,9128121 - 0,968062118}{0,968062118}}$$

$$u_{f, \text{ bottom}} = 3,692 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap pada umumnya 70-90% dari kecepatan flooding (Coulson, 1983), untuk perancangan diambil $u_v = 85\% u_f$

Kecepatan uap pada bagian bawah (*bottom*) :

$$\begin{aligned} u_{v, \text{ bottom}} &= 85\% \times u_{f, \text{ bottom}} \\ &= 85\% \times 2,690668389 \text{ m/s} \\ &= 3,1382 \text{ m/s} \end{aligned}$$

4. Menentukan Laju Alir Volumetrik Maksimum ($Q_v \text{ Maks}$)

$$Q_v \text{ maks} = \frac{V}{\rho V}$$

Keterangan :

u_v = laju alir volumetrik maksimum (m^3/s)

V = laju alir massa uap (kg/jam)

a. Laju alir volumetrik maksimum bagian atas :

$$Q_v \text{ maks, Top} = \frac{0,19399134}{1,153363122}$$

$$Q_v \text{ maks, Top} = 5,77 \text{ m}^3/\text{s}$$

b. Laju alir volumetrik maksimum bagian bawah :

$$Q_v \text{ maks, Top} = \frac{0,383855554}{0,968062118}$$

$$Q_v \text{ maks, Top} = 1,43 \text{ m}^3/\text{s}$$

5. Menentukan Luas Area Netto untuk Kontak Cair (An)

$$A_n = \frac{Q_v}{U_v}$$

Keterangan :

A_n = luas area Netto (m^2)

Q_v = laju alir volumetrik (m^3/s)

U_v = kecepatan uap (m/s)

a. Luas area netto bagian atas (Top)

$$A_{n, \text{ Top}} = \frac{0,16819624}{1,76373386}$$

$$A_{n, \text{ Top}} = 2,073 \text{ m}^2$$

b. Luas area netto bagian bawah (Bottom)

$$A_{n, \text{ Bottom}} = \frac{0,16819624}{2,28706813}$$

$$A_{n, \text{ Bottom}} = 1,43 \text{ m}^2$$

6. Menentukan Luas Penampang Lintang Menara

Menghitung luas penampang lintang menara:

$$A_c = \frac{A_n}{1-A_d}$$

Luas penampang downcomer (A_d) = 20% dari luas keseluruhan, sehingga :

$$\begin{aligned} A_{c, \text{ top}} &= \frac{A_n}{1-A_d} \\ &= \frac{2,073}{1-0,2} \\ &= 2,256 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_{c, \text{ Bottom}} &= \frac{A_n}{1-A_d} \\ &= \frac{1,43}{1-0,2} \\ &= 1,258 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

7. Menentukan Diameter Menara (Dc) Berdasarkan Kecepatan *Flooding*

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \times A_c}{\pi}}$$

Diameter Menara bagian atas (top) =

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \times A_c}{\pi}}$$

$$D_c = 1,732 \text{ m}$$

Diameter Menara bagian bawah (bottom) =

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \times A_c}{\pi}}$$

$$D_c = 1,66 \text{ m}$$

8. Menentukan Jenis Aliran (*Flow Pattern*)

Kecepatan Volumetrik maksimum cairan :

$$Q_{LB} = \frac{L_{w,B}}{\rho_{L,B}}$$

Keterangan :

Q_{LB} = Laju alir volumetrik bagian bottom (m^3/s)

L_w = Laju alir massa cairan bagian bottom (kg/s)

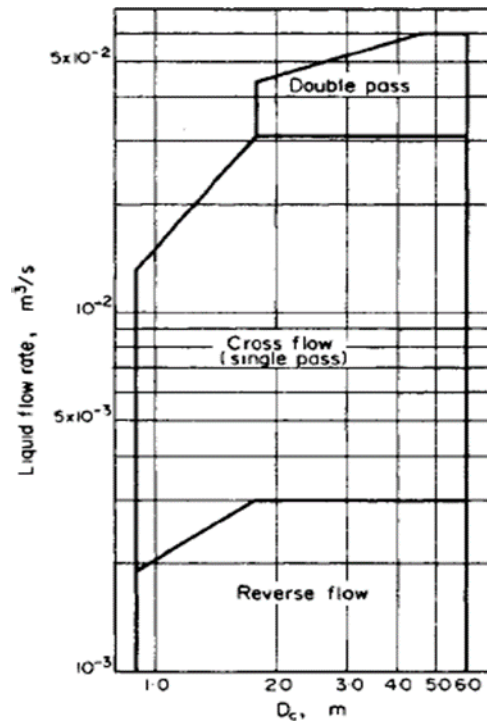
ρ_L = Densitas cairan bagian bottom (kg/m^3)

Kecepatan volumetrik maksimum cairan bawah (bottom) =

$$Q_{LB} = \frac{6,556}{926,912}$$

$$Q_{LB} = 0,0070 \text{ m}^3/\text{s}$$

Dari Fig.11.28 (Coulson,1983) untuk $Q_{LB} = 0,0070 \text{ m}^3/\text{s}$ maka jenis alirannya adalah Reverse Flow.



Gambar D.3.5 Grafik Selection of liquid-flow Arrangement

9. Perancangan Tray

$$\text{Tray spacing} = 0,55 \text{ m}$$

$$\text{Diameter Menara, } D_c = 1,66 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas tray (} A_c) &= (\pi/4 \times D_c^2) \\ &= 2,16 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas downcomer (} A_d) &= 0,12 \times A_c \\ &= 0,25 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas netto (} A_n) &= A_c - A_d \\ &= 1,91 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas aktif (} A_a) &= A_c - (2 \times A_d) \\ &= 1,66 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

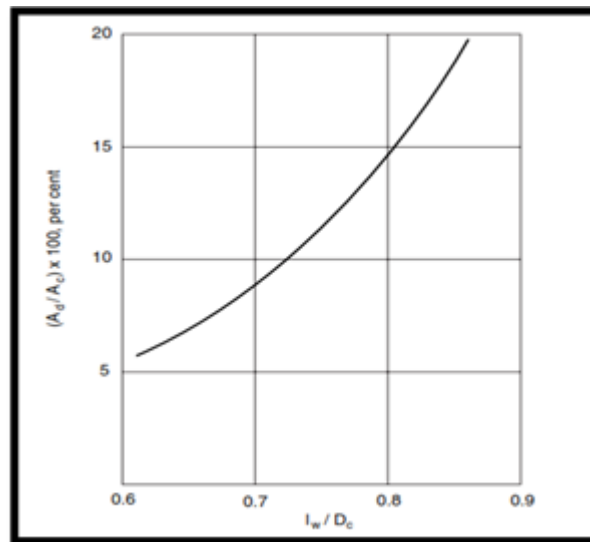
$$\begin{aligned} \text{Luas hole (} A_h) &= 10\% \times A_a \\ &= 0,166 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Dari gambar D.3.6 untuk $(A_d/A_c) \times 100\% = 12$ maka

$$L_w/D_c = 0,73$$

$$\text{Panjang weir (} l_w) = 0,73 \times D_c$$

$$= 1,2118 \text{ m}$$



Gambar D.3.6 Grafik penentuan Panjang Weir

a. Tinggi weir (h_w)

Untuk menara distilasi yang tekanan operasi di atas tekanan atmosfer, tinggi *weir* yang digunakan antara 40-90 mm. Tinggi *weir* yang direkomendasikan adalah antara 40–50 mm (Coulson,1983). Tinggi *weir* yang digunakan (h_w) = 50 mm = 0,05 m (0.16404 ft).

b. Diameter Hole (d_h)

Diameter *hole* yang biasa yang digunakan adalah antara 2,5 – 12 mm, dan yang direkomendasikan adalah 5 mm (Coulson, 1983). Diameter *hole* yang digunakan = 12 mm = 0,012 m.

c. Hole Pitch

Hole pitch sebaiknya tidak kurang dari 2 *hole* diameter dan normlanya digunakan antara 2,5-25 mm diameter.

d. Tebal Tray

Untuk bahan *carbon steel* tebal *plate* yang digunakan adalah 5 mm (3/16 in), sedangkan untuk bahan *stainless steel* tebal *plate* yang digunakan adalah 3 mm. Untuk menara distilasi ini digunakan bahan *carbon steel*, sehingga tebal *plate* yang digunakan = 5 mm = 0,005 m (Coulson, 1983).

10. Pengecekan Weeping Rate

Maksimum liquid rate ($L_{m,max}$)

$$L_{w,max} = \frac{L}{3600}$$

$$\begin{aligned} L_{w,max} &= \frac{396,1231634}{3600} \\ &= 0,110034212 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Minimum liquid rate pada turn down ratio = 70 %

$$\begin{aligned} L_{w,min} &= 70\% \times L_{w,max} \\ &= 0,7 \times 0,110034212 \text{ kg/s} \\ &= 0,0770 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Tinggi weir liquid crest (how)

$$\text{How} = 750 \times \frac{L_w}{\rho \times L_w}$$

Keterangan :

L_w = Liquid flow rate, kg/s

L_w = Panjang weir, m

ρ_L = Densitas liquid, kg/m³

how = weir crest, mm liquid

a. Menara Bagian Atas

$$\text{how,max} = 750 \times \left[\frac{L_{w,maks}}{\rho \times L_w} \right]^{2/3}$$

$$\text{how,max} = 750 \times \left[\frac{0,110034212 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{797,1160612 \times 1,2118 \text{ m}} \right]^{2/3}$$

$$\text{how,max} = 1,762 \text{ mm liquid}$$

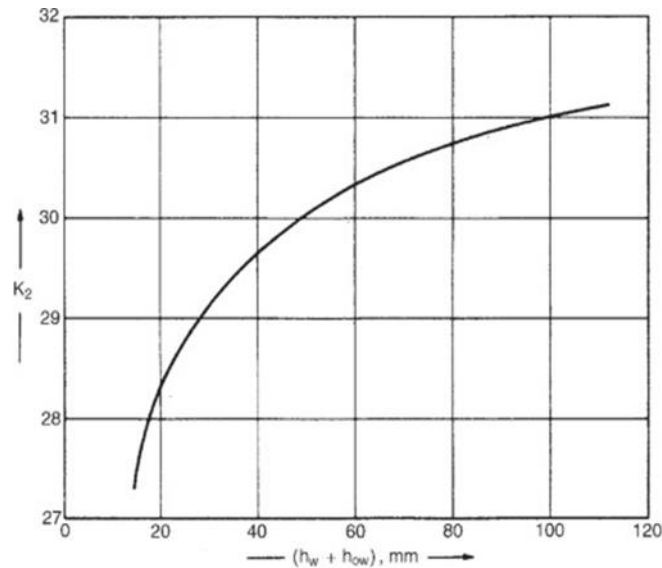
$$\text{how,min} = 750 \times \left[\frac{L_{w,min}}{\rho \times L_w} \right]^{2/3}$$

$$\text{how,min} = 750 \times \left[\frac{0,077023948 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{797,1160612 \times 1,2118 \text{ m}} \right]^{2/3}$$

$$\text{how,min} = 1,389451664 \text{ mm liquid}$$

pada rate minimum $h_w + h_{ow} = 50 \text{ mm} + 1,3894 \text{ mm}$
 $= 51,3894$

Dari Fig. 11.30 Coulson 1983, nilai K_2 diperoleh sebagai berikut: $K_2 = 30,20$



Gambar D.3.7 Weep Point Correlation

Minimum design vapour velocity (h)

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - d_h)]}{(\rho_v)^{1/2}}$$

keterangan :

u_h = kecepatan uap minimum desain, m/s

K_2 = konstanta

d_h = diameter hole, mm

ρ_v = densitas uap, kg/m^3

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - d_h)]}{(\rho_v)^{1/2}}$$

$$u_h = 16,8909 \text{ m/s}$$

actual minimum vapor velocity ($U_v, \text{min actual}$)

$$U_{am} = \frac{Q_{v\text{top}}}{A_h}$$

$$U_{am} = \frac{5,77 \text{ m}^3/\text{s}}{0,1643 \text{ m}^2}$$

$$U_{am} = 35,0975 \text{ m/s}$$

$U_{am} > U^*h$ sehingga tidak terjadi weeping

b. Menara Bagian Bawah

$$h_{ow,max} = 750 \times \left[\frac{L_{w,maks}}{\rho \times I_w} \right]^{2/3}$$

$$h_{ow,max} = 750 \times \left[\frac{0,110034212 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{926,9128121 \times 1,2118 \text{ m}} \right]^{2/3}$$

$$h_{ow,max} = 1,7624 \text{ mm liquid}$$

$$h_{ow,min} = 750 \times \left[\frac{L_{w,min}}{\rho \times I_w} \right]^{2/3}$$

$$h_{ow,min} = 750 \times \left[\frac{0,077023948 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{926,9128121 \times 1,2118 \text{ m}} \right]^{2/3}$$

$$h_{ow,min} = 1,2565 \text{ mm liquid}$$

$$\begin{aligned} \text{pada rate minimum } h_w + h_{ow} &= 50 \text{ mm} + 1,2565 \text{ mm} \\ &= 51,2565 \end{aligned}$$

Minimum design vapour velocity (h)

$$u_h = \frac{[K2-0,90(25,4-dh)]}{(\rho_v)^{1/2}}$$

keterangan :

u_h = kecepatan uap minimum desain, m/s

$K2$ = kontanta

dh = diameter hole, mm

ρ_v = densitas uap, kg/m^3

$$u_h = \frac{[K2-0,90(25,4-dh)]}{(\rho_v)^{1/2}}$$

$$u_h = 18,4368 \text{ m/s}$$

actual minimum vapor velocity ($U_v, \text{min actual}$)

$$U_{am} = \frac{Q_{vbot}}{A_h}$$

$$U_{am} = \frac{4,5 \text{ m}^3/\text{s}}{0,1643 \text{ ms}}$$

$$U_{am} = 27,4368 \text{ m/s}$$

$U_{am} > U^h$ sehingga tidak terjadi weeping

11. Plate Pressure Drop

a. Menara bagian atas

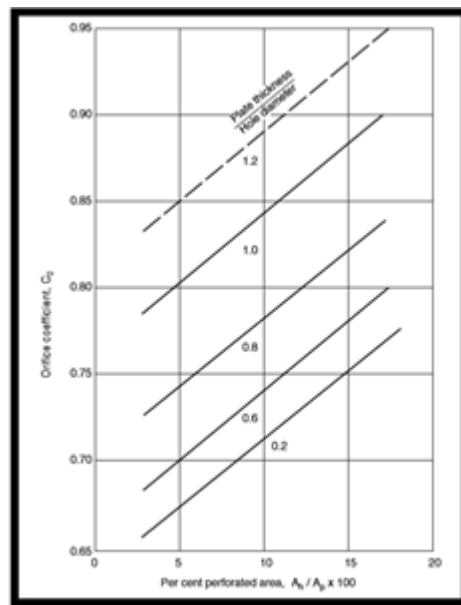
Jumlah maksimum vapour yang melewati hole (U^h)

$$U^h = \frac{Q_{v,\text{maks}}}{A_h}$$

$$U^h = \frac{5,77 \text{ m}^3/\text{s}}{0,1643}$$

$$U^h = 35,0975 \text{ m/s}$$

Dari Figure 11.34 JM. Couildson ed 6, untuk :



Gambar D.3.8 discharge Coefficient, sieve plate

$$\frac{\text{Plate thickness}}{\text{hole diameter}} = \frac{5}{12} = 0,42$$

$$\frac{A_h}{A_p} - \frac{A_h}{A_a} = 0,1165$$

$$\frac{A_h}{A_p} \times 100 = 11,65$$

Sehingga didapat nilai Orifice coefficient (C_o) = 0,72

Dry platedrop (hd)

$$Hd = 51 \times \left[\frac{U'h}{Co} \right]^2 \frac{\rho v}{\rho L}$$

Keterangan :

$U'h$ = kecepatan uap maksimum melewati hole (m/s)

Ah = Luas hole (m²)

$U_{v,bot}$ = Laju alir volumetrik uap maksimum bagian bottom (m³/s)

ρv = Densitas uap bagian Top (kg/m³)

ρL = Densitas Liquid bagian Top (kg/m³)

Co = orifice coefficient $hd = \text{dry plate drop}$ (mm)

hd = Dry plate drop (mm)

$$hd = 51 \times \left[\frac{U'h}{Co} \right]^2 \frac{\rho v}{\rho L}$$

$hd = 175,3486637$ mm liquid

Residual head (hr)

$$hr = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho L}$$

keterangan :

hr = residual head (mm)

ρL = densitas liquid bagian bottom (kg/m³)

$$hr = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho L}$$

$hr = 15,68$ mm liquid

Total pressure drop (ht)

$$\begin{aligned} ht &= hd + (hw + how) + hr \\ &= 175,348 + 51,389 + 15,68 \\ &= 242,41 \text{ mm liquid} \\ &= 0,242 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= 9,81 \times 10^{-3} \times h_t \times \rho L \\ &= 9,81 \times 0,001 \times 242,41 \times 797,1160 \\ &= 1895,65 \text{ Pa} \\ &= 0,018 \text{ atm} \end{aligned}$$

b. Menara bagian Bawah

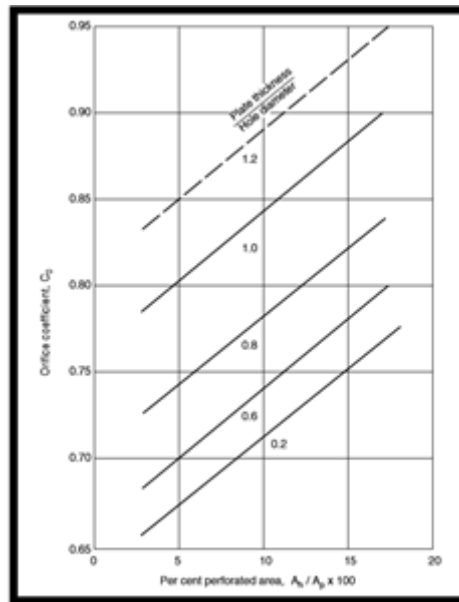
Jumlah maksimum vapour yang melewati hole (U^h)

$$U^h = \frac{Q_{v,maks}}{A_h}$$

$$U^h = \frac{4,5 \text{ m}^3/\text{s}}{0,1643}$$

$$U^h = 27,3724 \text{ m/s}$$

Dari Figure 11.34 JM. Couldson ed 6, untuk :



Gambar D.3.8 discharge Coefficient, sieve plate

$$\frac{\text{Plate thickness}}{\text{hole diameter}} = \frac{5}{12} = 0,42$$

$$\frac{A_h}{A_p} - \frac{A_h}{A_a} = 0,1165$$

$$\frac{A_h}{A_p} \times 100 = 11,65$$

Sehingga didapat nilai Orifice coefficient (C_o) = 0,72

Dry platedrop (hd)

$$H_d = 51 \times \left[\frac{U^h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho v}{\rho L}$$

Keterangan :

U^h = kecepatan uap maksimum melewati hole (m/s)

A_h = Luas hole (m²)

$U_{v,bot}$ = Laju alir volumetrik uap maksimum bagian bottom (m³/s)

ρ_v = Densitas uap bagian Top (kg/m³)

ρ_L = Densitas Liquid bagian Top (kg/m³)

C_o = orifice coefficient h_d = dry plate drop (mm)

h_d = Dry plate drop (mm)

$$h_d = 51 \times \left[\frac{U^h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L}$$

h_d = 76,9831 mm liquid

Residual head (hr)

$$hr = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L}$$

keterangan :

hr = residual head (mm)

ρ_L = densitas liquid bagian bottom (kg/m³)

$$hr = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L}$$

hr = 13,48 mm liquid

Total pressure drop (ht)

$$\begin{aligned} ht &= h_d + (h_w + h_{ow}) + hr \\ &= 76,9831 + 51,255 + 13,48 \\ &= 141,7552 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

$$b. = 0,1417 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= 9,81 \times 10^{-3} \times h_t \times \rho_L \\ &= 9,81 \times 0,001 \times 141,7552 \times 926,912 \\ &= 1288,71 \text{ Pa} \\ &= 0,012 \text{ atm} \end{aligned}$$

12. Downcomer Liquid Backup

a. Menara Bagian Atas

Downcomer pressure Loss (hap)

Pada saat menara distilasi dioperasikan, diharapkan tidak terjadi downcomer liquid back-up. Besaran-besaran yang perlu dihitung untuk

menentukan apakah terjadi downcomer liquid back-up atau tidak adalah :

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

$$\begin{aligned} h_{ap} &= h_w - (10 \text{ mm}) \\ &= 50 - 10 \\ &= 40 \text{ mm} \\ &= 0,04 \text{ m} \end{aligned}$$

Area under apron (Aap)

$$\begin{aligned} A_{ap} &= h_{ap} \cdot IW \\ &= 0,04 (1,2) \\ &= 0,048 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Head loss in the downcomer (hdc)

$$\begin{aligned} h_{dc} &= 166 \times \left[\frac{L_{m,\max}}{\rho L \cdot A_{ap}} \right]^2 \\ h_{dc} &= 166 \times \left[\frac{0,11003 \frac{kg}{s}}{797,116 \frac{kg}{m^3} \cdot 0,048} \right]^2 \\ h_{dc} &= 0,00134 \text{ mm} \end{aligned}$$

back up di downcomer (hb)

$$\begin{aligned} h_b &= (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} \\ &= 51,3894 + 242,41 + 0,00134 \\ &= 293,8104 \text{ mm} \\ &= 0,29 \text{ m} \end{aligned}$$

$$h_b < \frac{1}{2} (l_t + h_w) = 0,88 \text{ m}$$

Ketentuan bahwa nilai h_b harus lebih kecil dari $(\text{plate spacing} + \text{weir height})/2$, telah terpenuhi. (J.M. Couldson.p.474)

b. Menara Bagian Atas

Downcomer pressure Loss (h_{ap})

Pada saat menara distilasi dioperasikan, diharapkan tidak terjadi downcomer liquid back-up. Besaran-besaran yang perlu dihitung untuk menentukan apakah terjadi downcomer liquid back-up atau tidak adalah :

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

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

$$= 50 - 10$$

$$= 40 \text{ mm}$$

$$= 0,04 \text{ m}$$

Area under apron (Aap)

$$A_{ap} = h_{ap} \cdot IW$$

$$= 0,04 (1,2)$$

$$= 0,048 \text{ m}^2$$

Head loss in the downcomer (hdc)

$$h_{dc} = 166 \times \left[\frac{L_{m,max}}{\rho_L \cdot A_{ap}} \right]^2$$

$$h_{dc} = 166 \times \left[\frac{0,11003 \frac{kg}{s}}{797,116 \frac{kg}{m^3} \cdot 0,048} \right]^2$$

$$h_{dc} = 0,000995 \text{ mm}$$

back up di downcomer (hb)

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc}$$

$$= 51,3894 + 242,41 + 0,00134$$

$$= 192,98 \text{ mm}$$

$$= 0,192 \text{ m}$$

$$h_b < \frac{1}{2} (l_t + h_w) = 0,88 \text{ m}$$

Ketentuan bahwa nilai h_b harus lebih kecil dari $(\text{plate spacing} + \text{weir height})/2$, telah terpenuhi. (J.M. Couldson.p.474)

13. Check resident time (tr)

a. Menara Atas

$$tr = \frac{A_d \times h_b \times \rho_L}{L_{m,maks}}$$

Keterangan :

Tr = downcomer residence time

Ad = luas permukaan downcomer, m²

hb = clear liquid back-up, m

ρ_L = rapatan massa cairan, kg/m³

L_w = kecepatan massa cairan, kg/s

Jika $t_r > 3$ detik, maka tidak terjadi gelembung udara pada cairan yang masuk melalui downcomer.

$$t_r = \frac{0,259 + 0,1929 + 926,9128}{0,110034212}$$

$$t_r = 552,49 \text{ detik}$$

Ketentuan bahwa nilai T_r harus lebih besar dari 3 s telah terpenuhi.

c. Menara Bagian Bawah

$$t_r = \frac{0,259 + 0,1929 + 926,9128}{0,110034212}$$

$$t_r = 421,984 \text{ detik}$$

Ketentuan bahwa nilai T_r harus lebih besar dari 3 s telah terpenuhi.

14. Check Entrainment

a. Menara Bagian Atas

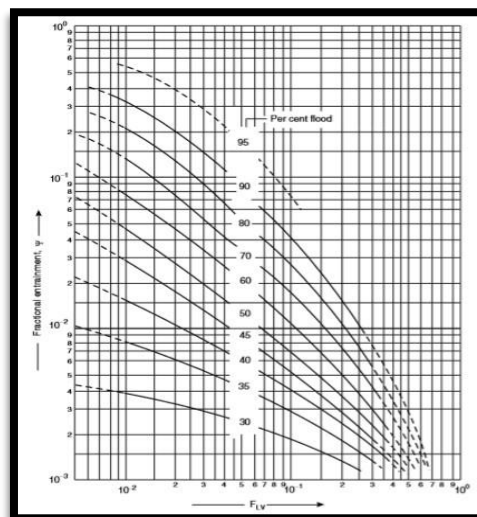
Entrainment dihitung dari % flooding, dengan persamaan :

$$\% \text{ flooding} = \frac{u_v}{u} \times 100 \%$$

Keterangan:

u_v = kecepatan uap actual, m/s

u = kecepatan uap perancangan, m/s



Gambar D.3.9 *Entrainment Correlation for sieve*

Persen flooding actual

$$U_v = \frac{u_{v,maks}}{A_n}$$

$$U_v = \frac{2,782}{1,903}$$

$$= 1,4619 \text{ m/s}$$

$$\% \text{flooding} = \frac{u_v}{u_f} \times 100\%$$

$$= \frac{2,7829 \text{ m/s}}{3,274 \text{ m/s}} \times 100\%$$

$$= 85\%$$

Untuk nilai $FL_v = 0,02$ dari Gambar 3.9 didapat nilai $\psi = 0,12$. ketentuan bahwa nilai ψ harus lebih kecil dari 0,1 telah terpenuhi

b. Menara Bagian Bawah

Entrainment dihitung dari % flooding, dengan persamaan :

$$\% \text{ flooding} = \frac{u_v}{u} \times 100 \%$$

Keterangan:

u_v = kecepatan uap actual, m/s

u_f = kecepatan uap perancangan, m/s

Persen flooding actual

$$U_v = \frac{u_{v,maks}}{A_n}$$

$$U_v = \frac{2,782}{1,903}$$

$$= 1,4619 \text{ m/s}$$

$$\% \text{flooding} = \frac{u_v}{u_f} \times 100\%$$

$$= \frac{2,7829 \text{ m/s}}{3,274 \text{ m/s}} \times 100\%$$

$$= 85\%$$

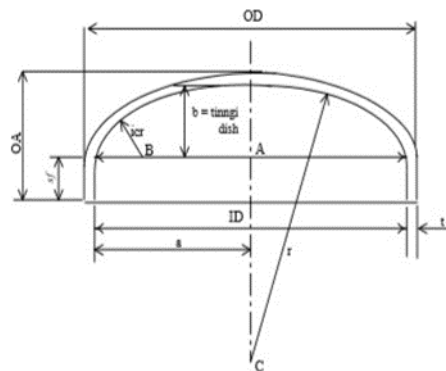
Untuk nilai $FL_v = 0,551$ dari Gambar 3.9 didapat nilai $\psi = 0,04$. ketentuan bahwa nilai ψ harus lebih kecil dari 0,1 telah terpenuhi.

15 Spesifikasi Tray

Diameter tray (Dc)	= 1,66 m	= 50,75 in
Diameter lubang (dh)	= 0,012 m	= 0,47 in
Hole pitch (lp)	= 0,03 m	= 1,31 in
Jumlah hole	= 876,82 lubang	
Tray spacing	= 0,55m	= 21,65 in
Tray thickness	= 0,005 m	= 0,197 in
Panjang weir	= 1,21 m	= 47,70 in
Tinggi weir	= 0,05 m	= 1,97 in
Material tray	= Carbon steel (SA-285) grade C Material	
downcomer	= Carbon steel (SA-285) grade C	

D.3.5 Mechanical Design

1 Menentukan Tebal Dinding dan head Menara



Gambar D.3.12 Torispherical Flanged and Dished Head

Keterangan:

th	=	Tebal head (in)
icr	=	Inside corner radius (in)
r	=	Radius of dish(in)
sf	=	Straight flange (in)
OD	=	Diameter luar (in)
ID	=	Diameter dalam (in)
b	=	Depth of dish (in)
OA	=	Tinggi head (in)

a. Menentukan Tebal Shell

Data Perhitungan :

$$\begin{aligned} P \text{ operasi} &= 2,4 \text{ atm} \\ P \text{ design} &= 1,2 \times P \text{ operasi} \\ &= 1,2 \times 2,4 \\ &= 42,32 \text{ psi} \end{aligned}$$

Material Carbon Steel SA-285 grade C (alasan pemilihan material : tahan terhadap korosifitas dan memiliki struktur kuat).

$$\begin{aligned} P &= 42,32 \text{ Psi} \\ F &= 13.750 \text{ Psi (Brownell and Young, 1959, Appendix D)} \\ C &= 0,125 \text{ in (Brownell and Young, 1959)} \\ E &= 0,85 \text{ (Brownell and Young, 1959, Tabel 13.2)} \\ r &= 32,67 \text{ in} \\ D &= 65,35 \text{ in} \end{aligned}$$

Persamaan yang digunakan untuk menentukan tebal shell sebagai berikut:

$$T_s = \frac{P \times r_i}{f \times E - 0,6 \times P} + c$$

(Brownell & Young, 1959, pers. 13.11)

Keterangan:

$$\begin{aligned} t_s &= \text{Tebal shell (m)} \\ P &= \text{Tekanan operasi (psi)} \\ f &= \text{Allowable stress (psi)} \\ r &= \text{Jari-jari shell (m)} \\ E &= \text{Efisiensi pengelasan} \\ C &= \text{Faktor korosi (in)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_s &= \frac{P \times r_i}{f \times E - 0,6 \times P} + c \\ &= \frac{42,324 \times 32,677}{13750 \times 0,85 - 0,6 \times 42,324} + 0,125 \\ &= 0,243 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan tebal standar terdekat sesuai spek, yaitu untuk shell: $3/16 \text{ in} = 0,188 \text{ in} = 0,00476 \text{ m}$

b. Menentukan Tebal Head

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + (2 \times t_s) \\
 &= (65,35) + (2 \times 0,243) \\
 &= 65,84 \text{ in} \\
 &= 1,67 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 5.7 (Brownel, 1959), maka diperoleh:

$$i_{cr} = 3,25 \text{ in (0,08 m)}$$

$$r_c = 60 \text{ in (1,25 m)}$$

$$\begin{aligned}
 w &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{i_{cr}}} \right) \\
 &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{60}{3,25}} \right) \\
 &= 1,074 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$t_h = \frac{P \times r_c \times w}{2 \times F \times E - 0,2 \times P}$$

$$t_h = 0,1167 \text{ in}$$

t head standar = 3/16 in = 0,19 in = 0,015875 m maka tebal yang digunakan:

$$t_{\text{head}} = 3/13 \text{ in (0,19 in)}$$

Untuk tebal head 3/16 in, berdasarkan Tabel 5.8 (Brownell dan Young, 1959)

maka sf = 1,5 – 2,5 in. Diambil sf = 2 in

$$\begin{aligned}
 b &= r_c - \sqrt{(r_c - i_{cr})^2 - \left(\frac{ID}{2} - i_{cr}\right)^2} \\
 b &= 60 - \sqrt{(60 - 3,25)^2 - \left(\frac{65,35}{2} - 3,25\right)^2} \\
 b &= 11,47 \text{ in}
 \end{aligned}$$

c. Tinggi Head (OA)

$$\begin{aligned}
 OA &= t_h + b + sf \\
 &= (0,0875 + 11,47 + 2) \text{ in} \\
 &= 13,66 \text{ in} = 0,34 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= r_i - i_{cr} \\
 &= 32,67 - 3,25 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 29,42 \text{ in} = 0,74 \text{ m} \\
 \text{BC} &= rc - icr \\
 &= 60 - 3,25 \text{ in} \\
 &= 56,75 \text{ in} = 1,44 \text{ m} \\
 \text{AC} &= \sqrt{\text{BC}^2 + \text{AB}^2} \\
 &= \sqrt{56,75^2 + 29,42^2} \\
 &= 48,52 \text{ in} = 1,23 \text{ m}
 \end{aligned}$$

d. Tinggi Menara

Data perhitungan:

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter kolom (Dc)} &= 1,66 \text{ m} = 50,75 \text{ in} \\
 \text{Luas kolom (Ac)} &= 2,16 \text{ m}^2 \\
 \text{Volume head} &= 0,000049 \text{ Dc}^3 \\
 &= 0,000049 (1,66)^3 \\
 &= 0,0002 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume head pada sf} &= \pi/4 \times \text{ID}^2 \times \text{sf} \\
 &= 3,14/4 \times (1,66)^2 \times (0,05) \\
 &= 0,109 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume total head} &= \text{Vhead tanpa sf} + \text{Vhead pada sf} \\
 &= 0,0001 \text{ m}^3 + 0,109 \text{ m}^3 \\
 &= 0,110 \text{ m}^3 \\
 \text{Blank diameter} &= \text{OD} + \text{OD}/24 + 2 \text{ sf} + 2/3 \cdot icr \\
 &= 1,67 + 1,67/24 + 2 \times 0,05 + 2/3 (0,08) \\
 &= 1,898 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Untuk bagian bottom kolom:

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{L}{\rho L} \\
 Q &= \frac{23602,98 \text{ kg/jam}}{926,91 \text{ kg/m}^3} \\
 Q &= 25,46 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 Q &= 0,424 \text{ m}^3/\text{menit}
 \end{aligned}$$

Waktu tinggal cairan di bawah plate terakhir : 5 - 10 menit (Ulrich, 1984). Waktu tinggal cairan dipilih = 5 menit

$$\begin{aligned} V_{\text{cairan}} &= Q \times \text{waktu tinggal} \\ &= 0,424 \text{ m}^3/\text{menit} \times 5 \text{ menit} \\ &= 2,12 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tinggi cairan dalam shell (Hl):

$$\begin{aligned} V_{\text{cairan}} &= \frac{\pi}{4} D_c^2 H_l \\ H_l &= \frac{2,12}{\left(\frac{3,14}{4}\right) \times (1,66)^2} \\ &= 0,98 \text{ m} \end{aligned}$$

e. Tinggi Menara Total

$$\text{Jarak dari plate teratas} = 1 \text{ m} = 2.57546 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi penyangga menara} = 1 \text{ m} = 2.57546 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah plate} = 11 \text{ buah}$$

$$\text{Tebal plate} = 0,005 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head dengan tebal head} &= OA - sf \\ &= 13,47 - 2 \\ &= 11,66 \text{ in} = 0,29 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi di bawah plate terbawah} &= HL + (OA - sf) \\ &= 0,98 + 0,29 \\ &= 0,68 \text{ m} = 26,95 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= (\text{Jarak dari plate teratas} + (\text{Jumlah plate}-1 \times \text{Tray} \\ &\text{spacing}) + \text{Tebal plate} \times \text{jumlah plate} + \text{Tinggi head} \\ &\text{dengan tebal head} + \text{Tinggi di bawah plate} \\ &\text{terbawah}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total (Hv)} &= (1 + (11 \times 0,55) + 0,005 \times 11 + 11,66 + 2,89) \\ &= 7,80 \text{ m} = 307,47 \text{ in} = 25,52 \text{ ft} \end{aligned}$$

D.3.6 Menentukan Perpipaan dan Nozzle Produk dan Umpan

a. Pipa feed menuju kolom distilasi

Diketahui:

$$G = 22571,94 \text{ kg/jam} = 13,82 \text{ lb/s}$$

$$\mu = 0,2865 \text{ cP} = 0,000286 \text{ lb/ft.s}$$

$$\rho = 812,4 \text{ kg/m}^3 = 50,36 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \frac{G}{\rho}$$

$$= \frac{13,82}{50,36}$$

$$= 0,274$$

Diameter optimum (D_i , optimum):

$$\begin{aligned} D_i, \text{ optimum} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 (0,274)^{0,45} \times (50,36)^{0,13} \\ &= 3,63 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Kern, 1965, Tabel 11, hal.844):

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		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		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
5/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
3/4	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
7/8	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		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		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20†	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20†	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

Gambar D.3.13 *Dimensions of Steel Pipe (IPS)*

Nominal pipe standar (NPS)	= 4 in
Schedule number	= 40 (standar)
ID	= 4,026 in
OD	= 4,50 in
Weight	= 10,80 lb
A	= 12,70 in ²

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran (V)} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,274}{12,70} \\ &= 3,09 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{\rho \times ID \times V}{\mu} \\ &= \frac{50,36 \times 4,026 \times 3,09}{0,000286} \\ &= 185.357,24 > 4000 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Berdasarkan spesifikasi pipa standar diatas, ditentukan spesifikasi nozzle standar untuk pipa feed. Spesifikasi nozzle standar dari Brownell and Young, 1959.

Appendix. F item 1

Size	= 4 in
OD of pipe	= 4,50 in
Flange nozzle thickness (n)	= 0,34 in
Diameter of hole in reinforcing plate (D _R)	= 4,63 in
Distance, shell to flange face, outside, J	= 6 in
Distance, shell to flange face, inside, K	= 6 in
Width of reinforcing plate, W	= 15,13 in
Length of side of reinforcing plate, L	= 12 in

b. Pipa Gas Keluar dari Puncak Menara

Diketahui:

G	= 302,24 kg/jam	= 0,1851 lb/s
μ	= 0,0006624 cP	= 0,000006624 lb/ft.s
ρ	= 1165 kg/m ³	= 72,23 lb/ft ³

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{G}{\rho} \\
 &= \frac{0,1851}{72,23} \\
 &= 0,0025
 \end{aligned}$$

Diameter optimum (Di, optimum):

$$\begin{aligned}
 \text{Di, optimum} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 (0,0025)^{0,45} \times (72,23)^{0,13} \\
 &= 0,46 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Kern, 1965, Tabel 11, hal.844):

<i>Nominal pipe standar (NPS)</i>	= 18 in
<i>Schedule number</i>	= 20 (standar)
ID	= 17,25 in
OD	= 18,00 in
Weight	= 72,70 lb
A	= 17,25 in ²

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran (V)} &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,274}{12,70} \\
 &= 0,02 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Nre} &= \frac{\rho \times ID \times V}{\mu} \\
 &= \frac{50,36 \times 4,026 \times 3,09}{0,000286} \\
 &= 331.379,70 > 4000 \text{ (aliran turbulen)}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan spesifikasi pipa standar diatas, ditentukan spesifikasi nozzle standar untuk pipa feed. Spesifikasi nozzle standar dari Brownell and Young, 1959.

Appendix. F item 1

<i>Size</i>	= 18,00 in
<i>OD of pipe</i>	= 18,00 in
<i>Flange nozzle thickness (n)</i>	= 0,50 in
<i>Diameter of hole in reinforcing plate (DR)</i>	= 18,13 in
<i>Distance, shell to flange face, outside, J</i>	= 10,00 in

<i>Distance, shell to flange face, inside, K</i>	= 8,00 in
<i>Width of reinforcing plate, W</i>	= 47,63 in
<i>Length of side of reinforcing plate, L</i>	= 39 in

c. Pipa Cairan Refluks di Puncak Menara

Diketahui:

$$\begin{aligned}
 G &= 302,24 \text{ kg/jam} = 0,1851 \text{ lb/s} \\
 \mu &= 0,0006624 \text{ cP} = 0,000006624 \text{ lb/ft.s} \\
 \rho &= 1165 \text{ kg/m}^3 = 72,23 \text{ lb/ft}^3 \\
 Q &= \frac{G}{\rho} \\
 &= \frac{0,1851}{72,23} \\
 &= 0,0025
 \end{aligned}$$

Diameter optimum (D_i , optimum):

$$\begin{aligned}
 D_i, \text{ optimum} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 (0,0025)^{0,45} \times (72,23)^{0,13} \\
 &= 0,46 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Kern, 1965, Tabel 11, hal.844):

<i>Nominal pipe standar (NPS)</i>	= 18 in
<i>Schedule number</i>	= 20 (standar)
ID	= 17,25 in
OD	= 18,00 in
Weight	= 72,70 lb
A	= 17,25 in ²

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran (V)} &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,274}{12,70} \\
 &= 0,02 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Nre} &= \frac{\rho \times ID \times V}{\mu} \\
 &= \frac{50,36 \times 4,026 \times 3,09}{0,000286} \\
 &= 331.379,70 > 4000 \text{ (aliran turbulen)}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan spesifikasi pipa standar diatas, ditentukan spesifikasi nozzle standar untuk pipa feed. Spesifikasi nozzle standar dari Brownell and Young, 1959.

Appendix. F item 1

<i>Size</i>	= 18,00 in
<i>OD of pipe</i>	= 18,00 in
<i>Flange nozzle thickness (n)</i>	= 0,50 in
<i>Diameter of hole in reinforcing plate (D_R)</i>	= 18,13 in
<i>Distance, shell to flange face, outside, J</i>	= 10,00 in
<i>Distance, shell to flange face, inside, K</i>	= 8,00 in
<i>Width of reinforcing plate, W</i>	= 47,63 in
<i>Length of side of reinforcing plate, L</i>	= 39 in

d. Pipa Cairan keluaran dari Dasar Menara

Diketahui:

$$G = 22.221,11 \text{ kg/jam} = 13,61 \text{ lb/s}$$

$$\mu = 0,2974 \text{ cP} = 0,00030 \text{ lb/ft.s}$$

$$\rho = 817,4 \text{ kg/m}^3 = 50,68 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \frac{G}{\rho}$$

$$= \frac{13,61}{50,68}$$

$$= 0,27 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Diameter optimum (D_i, optimum):

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

$$= 3,9 (0,27)^{0,45} \times (50,68)^{0,13}$$

$$= 3,60 \text{ in}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Kern, 1965, Tabel 11, hal.844):

<i>Nominal pipe standar (NPS)</i>	= 4,00 in
<i>Schedule number</i>	= 40 (standar)
ID	= 4,026 in
OD	= 4,50 in
Weight	= 10,80 lb

$$A = 12,70 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran (V)} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,27}{12,70} \\ &= 3,02 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{\rho \times ID \times V}{\mu} \\ &= \frac{50,36 \times 4,026 \times 3,09}{0,000286} \\ &= 172.020,78 > 4000 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Berdasarkan spesifikasi pipa standar diatas, ditentukan spesifikasi nozzle standar untuk pipa feed. Spesifikasi nozzle standar dari Brownell and Young, 1959.

Appendix. F item 1

<i>Size</i>	= 4,00 in
<i>OD of pipe</i>	= 4,50 in
<i>Flange nozzle thickness (n)</i>	= 0,34 in
<i>Diameter of hole in reinforcing plate (D_R)</i>	= 4,63 in
<i>Distance, shell to flange face, outside, J</i>	= 6,00 in
<i>Distance, shell to flange face, inside, K</i>	= 6,00 in
<i>Width of reinforcing plate, W</i>	= 15,13 in
<i>Length of side of reinforcing plate, L</i>	= 12,00 in

e. Pipa Vapor Keluaran Reboiler

Diketahui:

$$G = 22.221,11 \text{ kg/jam} = 13,61 \text{ lb/s}$$

$$\mu = 0,2974 \text{ cP} = 0,00030 \text{ lb/ft.s}$$

$$\rho = 817,4 \text{ kg/m}^3 = 50,68 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} Q &= \frac{G}{\rho} \\ &= \frac{13,61}{50,68} \end{aligned}$$

$$= 0,27 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Diameter optimum (Di, optimum):

$$\text{Di, optimum} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 (0,27)^{0,45} \times (50,68)^{0,13}$$

$$= 3,60 \text{ in}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Kern, 1965, Tabel 11, hal.844):

<i>Nominal pipe standar (NPS)</i>	= 4,00 in
<i>Schedule number</i>	= 40 (standar)
ID	= 4,026 in
OD	= 4,50 in
Weight	= 10,80 lb
A	= 12,70 in ²

$$\text{Kecepatan aliran (V)} = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{0,27}{12,70}$$

$$= 3,02 \text{ ft}^2$$

$$\text{Nre} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu}$$

$$= \frac{50,36 \times 4,026 \times 3,09}{0,000286}$$

$$= 172.020,78 > 4000 \text{ (aliran turbulen)}$$

Berdasarkan spesifikasi pipa standar diatas, ditentukan spesifikasi nozzle standar untuk pipa feed. Spesifikasi nozzle standar dari Brownell and Young, 1959.

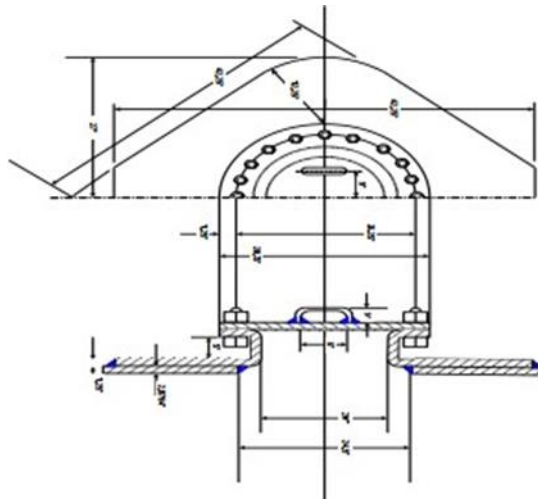
Appendix. F item 1

<i>Size</i>	= 4,00 in
<i>OD of pipe</i>	= 4,50 in
<i>Flange nozzle thickness (n)</i>	= 0,34 in
<i>Diameter of hole in reinforcing plate (D_R)</i>	= 4,63 in
<i>Distance, shell to flange face, outside, J</i>	= 6,00 in
<i>Distance, shell to flange face, inside, K</i>	= 6,00 in
<i>Width of reinforcing plate, W</i>	= 15,13 in
<i>Length of side of reinforcing plate, L</i>	= 12,00 in

D.3.7 Desain Manhole Acces (Shell Manhole)

Manhole merupakan lubang pemeriksaan yang diperlukan pada saat pembersihan atau pemeriksaan pada bagian dalam kolom. Setiap pressure vessel

yang dalam operasinya melibatkan liquid ataupun vessel yang didalamnya terdapat alat lain seperti impeller, packing, plate dan lainnya sebaiknya dilengkapi dengan manhole yang tujuannya untuk pemeriksaan dan perbaikan. Untuk vessel dengan diameter antara 48 in sampai 96 in, digunakan manhole dengan diameter dalam minimal 15 in (Megyesy, 1983). Manhole dipasang dengan tujuan sebagai tempat untuk perbaikan plate.



Gambar D.3.13 Detail desain *Manhole I*

Direncanakan manhole dipasang pada bagian samping sisi kolom sebanyak 2 buah dengan ukuran standar 20 in berdasarkan rekomendasi API standar 12 C. Maka konstruksi manhole berdasarkan rekomendasi API standar 12 C (Brownell and Young, appendix F item 3 and 4) dengan spesifikasi :

Diameter vessel = 1,66 m

Tinggi menara = 7,81 m

Maka konstruksi handhole berdasarkan rekomendasi API standar 12 C (Brownell and Young, Appendix F item 3 dan 4)

Diameter manhole = 20 in

Ketebalan cover plate = 5/16 in (0,31 in)

Bolting flange thickness after finishing = 1/4 in (0,25 in)

Dimensi manhole 20 in berdasarkan rekomendasi API standart 12 C:

Ketebalan *shell manhole* = 0,31 in

Ukuran *fillet weld A* = 0,19 in

Ukuran *fillet weld B* = 0,31 in

<i>Approx radius (R)</i>	= 0,31 in
<i>Length of side (L)</i>	= 11,25 in
<i>Widht of renforching plate (W)</i>	= 45,25 in
<i>Max diameter of hole in shell</i>	= 24,50 in
<i>Inside diameter of hanhole</i>	= 22,38 in
<i>Diameter bolt circle (DC)</i>	= 26,25 in
<i>Diameter of cover plate (DC)</i>	= 28,75 in

D.3.8 Menghitung Berat Kolom

a. Berat shell

Data perhitungan:

$$\text{ID shell} = 1,66 \text{ m} = 65,35 \text{ in} = 5,42 \text{ ft}$$

$$t_s = 0,24 \text{ in} = 0,02 \text{ ft}$$

$$\text{OD shell} = 65,84 \text{ in} = 5,46 \text{ ft}$$

$$H_s = 25,52 \text{ ft}$$

$$\rho_{\text{carbonstell}} = 490 \text{ lbm/ft}^3 \quad (\text{Brownell \& Young})$$

$$\begin{aligned} \text{Volume shell} &= \frac{1}{4} \pi \times H_s \times (\text{OD} - \text{ID})^2 \\ &= \frac{1}{4} \times 3,14 \times 25,52 \times (5,46 - 5,42)^2 \\ &= 0,03 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat shell total} &= \text{Volume shell} \times \rho_{\text{carbonstell}} \\ &= 0,03 \text{ ft}^3 \times 490 \text{ lbm/ft}^3 \\ &= 258,89 \text{ lb} \\ &= 117,53 \text{ kg} \end{aligned}$$

b. Berat Disk Head

Data perhitungan:

$$\text{ID head} = 1,66 \text{ m} = 65,35 \text{ ft}$$

$$t_h = 0,12 \text{ in} = 0,01 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang straight flange} = 2 \text{ in} = 0,17 \text{ ft}$$

$$\text{Inside corner radius} = 3,25 \text{ in} = 0,27 \text{ ft}$$

$$\text{Blank diameter} = 74,75 \text{ in} = 6,20 \text{ ft}$$

$$\rho_{\text{carbonstell}} = 490 \text{ lbm/ft}^3 \quad (\text{Brownell \& Young})$$

$$\text{Volume disk head} = \frac{1}{4} \pi \times t_h \times (\text{bd})^2$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{1}{4} \times 3,14 \times 0,01 \times (4,93)^2 \\
 &= 0,29 \text{ ft}^3 \\
 \text{Berat head} &= \text{Volume disk head} \times \rho_{\text{carbonsteel}} \\
 &= 0,29 \text{ ft}^3 \times 490 \text{ lbm/ft}^3 \\
 &= 64 \text{ lb} = 29,06 \text{ kg} \\
 \text{Berat head dan bottom} &= 2 \times \text{berat head} \\
 &= 2 \times 29,06 \\
 &= 58,12 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

c. Berat Jaket Isolator

$$\begin{aligned}
 \text{pisolator} &= 18 \text{ lbm/ft}^3 && (\text{Brownell \& Young}) \\
 \text{Volume isolator} &= \pi \times D_c \times T_{\text{dis}} \times s_f \\
 &= 3,14 \times 1,66 \times 14,96 \times 0,05 \\
 &= 2,07 \text{ m}^3 = 73,03 \text{ ft}^3 \\
 \text{Berat isolator} &= \text{Volume isolator} \times \text{pisolator} \\
 &= 108,60 \text{ ft}^3 \times 18 \text{ lbm/ft}^3 \\
 &= 1.314,56 \text{ lb} \\
 &= 596,81 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

d. Berat Opening

$$\begin{aligned}
 \text{Berat manhole} & \\
 \text{Manhole 20 in} &= 428 \text{ lb} && (\text{Brownell and Young, 1959}) \\
 &= 194,31 \text{ kg} \\
 \text{Berat tutup} &= 29,22 \text{ lb} && (\text{Megyesy, pp 384}) \\
 &= 13,27 \text{ kg} \\
 \text{Berat total manhole} &= 194,31 \text{ kg} + 13,27 \text{ kg} \\
 &= 207,58 \text{ kg} \\
 \text{Total manhole ada 2} &= 2 \times \text{Berat manhole} \\
 &= 2 \times 207,58 \text{ kg} \\
 &= 415,16 \text{ kg} \\
 \text{Berat nozzle} & \\
 \text{Ukuran nozzle} &= \text{nozzle feed} + \text{nozzle produk} \\
 &= (4) + (18 + 18 + 4 + 4)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 48 \text{ in} \\
 \text{Berat nozzle} &= (10,80) + (72,70 + 72,70 + 10,80 + 10,80) \\
 &= 177,80 \text{ lb} \\
 &= 80,72 \text{ kg} \\
 \text{Berat opening total} &= 415,16 \text{ kg} + 80,72 \text{ kg} \\
 &= 495,88 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

e. Berat Fluida dalam Kolom

Berat bahan baku:

$$\begin{aligned}
 \text{Volume feed} &= 27,78 \text{ m}^3 \\
 \text{Densitas feed dalam kolom} &= 812,40 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Berat fluida dalam kolom} &= \text{Volume feed} \times \text{densitas feed} \\
 &= 27,78 \text{ m}^3 \times 812,40 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 840,18 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Maka berat total kolom adalah:

$$\begin{aligned}
 \text{Berat total} &= \text{berat shell} + \text{berat dish head and bottom} + \text{berat} \\
 &\quad \text{isolator} + \text{berat opening} + \text{berat fluida dalam kolom} \\
 &= 4.749,08 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

D.3.8 Penyangga Distilasi Peralatan dan Penunjang Kolom Distilasi

1. Desain Skirt Support

Skirt adalah penyangga yang digunakan paling aman untuk menjaga vertikal vessel. *Skirt* disatukan dengan vessel menggunakan pengelasan kontinyu, ukuran pengelasan ditentukan berdasarkan ketebalan *skirt*. Ketebalan dari *skirt* harus mampu untuk menahan *dead weight* dan bending moment dari vessel. Ketebalan *skirt* harus lebih dari 6 mm.

a. Momen Pada Base

$$M = P_w \text{ Dis } H \cdot h_l \quad (\text{Megesy, 1983})$$

Keterangan:

$$\begin{aligned}
 P_w &= \text{wind pressure} &= 25 \text{ lb/ft}^2 & \quad (\text{Tabel 9.1, Brownel, 1959}) \\
 \text{Dis} &= \text{diameter menara dengan isolator} &= 1,66 \text{ m} & \quad = 5,45 \text{ ft} \\
 H &= \text{tinggi total menara} &= 7,81 \text{ m} & \quad = 25,62 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 hl &= \text{level arm} \\
 &= H/2 \\
 &= 3,90 \text{ m} \\
 &= 12,81 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Momen pada base:

$$\begin{aligned}
 M &= 25 \times 5,45 \times 25,62 \times 12,81 \\
 &= 44.702,06 \text{ ft.lb}
 \end{aligned}$$

b. Momen pada Ketinggian tertentu (batas antara penyambung *skrit*)

$$MT = M - hT (V - 0,5 Pw \text{ Dis } hT) \quad (\text{Megesy, 1983})$$

$$\begin{aligned}
 V, \text{ Total shear} &= Pw \times Di \times Hl \\
 &= 3.489,06 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$$hT, \text{ ketinggian skirt} = hl/2 = 1,92 \text{ m} = 6,41 \text{ ft}$$

Sehingga besarnya momen pada batas penyambung:

$$\begin{aligned}
 MT &= 127.318,58 - 12,29 (5.188,58 - (0,5 \times 25 \times 4,23 \times 12,27)) \\
 &= 25.145,16 \text{ ft.lb}
 \end{aligned}$$

c. Menentukan Tebal *skrit*

$$t = \frac{12 \times MT}{R^2 \times \pi \times S \times E} + \frac{W}{D \times \pi \times S \times E}$$

keterangan :

Do, diameter luar skirt, skirt dibuat bentuk cylindrical skirt = 67,75 in

E, efisiensi penyambung kolom dan skirt = 0,60

MT, momen pada penyambung skirt & vessel = 25.145,16 ft.lb

R, radius luar skirt = 33,88 in

TABLE C MAXIMUM ALLOWABLE STRESSES FOR BOLTS USED AS ANCHOR BOLT		
Specification Number	Diameter in.	Max. allow. Stress psi.
SA 307	All diameters	15,000
SA 193 B 7	2½ and under	19,000
SA 193 B16	2½ and under	17,000
SA 193 B 7	Over 2½ to 4 incl.	18,000
SA 193 B16	Over 2½ to 4 incl.	15,000

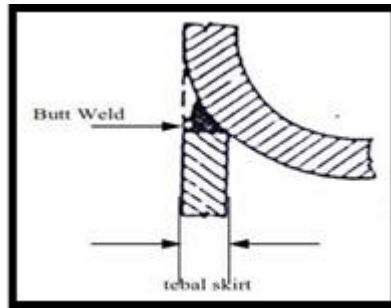
S = Nilai stress dari head, bahan stainless steel = 15.000 psi

W = Berat kolom (pada kondisi beroperasi) = 495,88 lb

Maka tebal skirt dapat dihitung seperti berikut:

$$t = \frac{12 \times 25.145,16}{25.145,16 \times 3,14 \times 15.000 \times 0,60} + \frac{495,88}{67,75 \times 3,14 \times 15.000 \times 0,60}$$

$$= 0,027 \text{ in (digunakan } t = 0,3125 \text{ in)}$$



Gambar D.3.14 Sketsa Skrit Menara Distilasi

d. Berat Downcomer

Diketahui:

Ad = 0,26 m²

Tebal = 0,08 m

Jumlah plate = 11 buah

Densitas shell = 7.903,23 kg/m³

Volume = Ad × tebal
 = 0,26 m² × 0,08 m
 = 0,021828 m³

Berat 1 plate = volume × densitas
 = 0,021828 m³ × 7.903,23 kg/m³
 = 6,18 kg/buah

Berat downcomer = jumlah plate × berat 1 plate
 = 11 buah × 6,18 kg/buah
 = 67,98 kg

e. Berat Tray

Diketahui :

Tebal Tray = 0,005 m

D tray = 1,66 m

$$R \text{ tray} = 0,83 \text{ m}$$

Maka:

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= \pi r^2 \times \text{tebal tray} \\ &= 0,01 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Maka ,

$$\rho = \frac{M}{V}$$

$$M = 85,48 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat tray total} &= \text{berat tray} \times \text{jumlah plate} \\ &= 85,48 \text{ kg} \times 11 \\ &= 897,76 \text{ kg} \end{aligned}$$

f. Berat Cairan

Diketahui :

$$V \text{ cairan} = 0,98 \text{ m}^3$$

$$\rho \text{ campuran} = 927,40 \text{ kg/m}^3$$

$$M = 927,40 \text{ m}^3 \times 0,98 \text{ kg/m}^3$$

$$M = 909,76 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka berat menara total} &= 2.441,10 \text{ kg} + 112,76 \text{ kg} + 939,63 \text{ kg} + 2.613,59 \\ &\text{kg} \\ &= 1.807,57 \text{ kg} \end{aligned}$$

2. Desain Anchor Bolt

Vertikal vessel harus merekat erat pada concrete fondation, skirt atau yang lain dengan anchor bolt dan base (bearing) ring. Jumlah anchor bolt harus 4 atau kelipatannya untuk setiap vertikal vessel, pada vessel yang tinggi sebaiknya menggunakan 8 buah anchor bolt. Agar merekat kuat pada concrete fondation, anchor bolt sebaiknya tidak dipasang terlampau dekat, yakni tidak kurang dari 18 in. Pada vessel diameter kecil agar jarak minimal dari anchor bolt terpenuhi, sebaiknya menggunakan conical skirt atau wider base ring with gussets, atau anchor bolt chair.

Penentuan maximum tension dapat menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$T = \frac{12 M}{AB} - \frac{W}{CB}$$

Keterangan :

- M = momen pada base ring berdasarkan tekanan angin
= 71.616,70 ft.lb
- W = Berat vessel (pada ereksi)
= 1.093,41 lb

Diameter tempat bolt-bolt dipasang diasumsikan sebesar 30 in (Megyesy, 2001).

- AB = Area di dalam lingkaran bolt
= 706,50 in² = 0,71 m²
- CB = Circumference pada lingkaran bolt
= 94,20 in = 2,36 m

Sehingga tension maksimum pada bolt:

$$\begin{aligned} T &= \frac{12 M}{AB} - \frac{W}{CB} \\ &= \frac{12 \times 71.616,70}{706,50} - \frac{1.093,41}{94,20} \\ &= 1.204,81 \text{ lb/lin.in} \end{aligned}$$

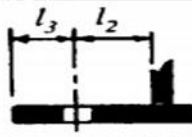
a. Menentukan area bolt

Penentuan besarnya area bolt dapat menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$BA = \frac{T CB}{S BN}$$

Keterangan :

- T = maximum tension dari bolt
= 1.204,81 lb/in
- SB = maximum allowable stress value dari material bolt bahan (SA 307)
= 15.000 psi = 10.546.050 kg/m² (Megyesy, 2001)
- CB = circumference pada lingkaran bolt = 94,20 in = 2,36 m
- N = jumlah anchor bolts = 8 buah.

TABLE A			
Bolt Size	Bolt * Root Area sq. in.	Dimension in.	
		l2	l3
1/2	0.126	7/8	5/8
5/8	0.202	1	3/4
3/4	0.302	1-1/8	13/16
7/8	0.419	1-1/4	15/16
1	0.551	1-3/8	1-1/16
1 1/8	0.693	1-1/2	1-1/8
1 1/4	0.890	1-3/4	1-1/4
1 3/8	1.054	1-7/8	1-3/8
1 1/2	1.294	2	1-1/2
1 5/8	1.515	2-1/8	1-5/8
1 3/4	1.744	2-1/4	1-3/4
1 7/8	2.049	2-3/8	1-7/8
2	2.300	2-1/2	2
2 1/4	3.020	2-3/4	2-1/4
2 1/2	3.715	3-1/16	2-3/8
2 3/4	4.618	3-3/8	2-5/8
3	5.621	3-5/8	2-7/8

Gambar D.3.15 Dimensi Bolt

Diperlukan bolt area

$$\begin{aligned}
 BA &= \frac{T CB}{SBN} \\
 &= \frac{1.204,81 \times 94,20}{15.000 \times 8} \\
 &= 0,946 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Diperlukan bolt area sebesar 0,946 in², yang kemudian ditambah dengan faktor korosi sebesar 0,125 in (Megyesy), sehingga:

$$\begin{aligned}
 BA &= 0,946 + 0,125 \\
 &= 1,071 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel.A (Megyesy, pp.77, 1983), maka digunakan bolt berukuran : 1 1/2 sebanyak 8 buah

$$\begin{aligned}
 \text{Bolt root area, Ba} &= 1,294 \text{ in}^2 \\
 \text{Dimension, i2} &= 2 \text{ in} \\
 \text{Dimension, i3} &= 1,5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

b. Desain Anchor bolt Chair

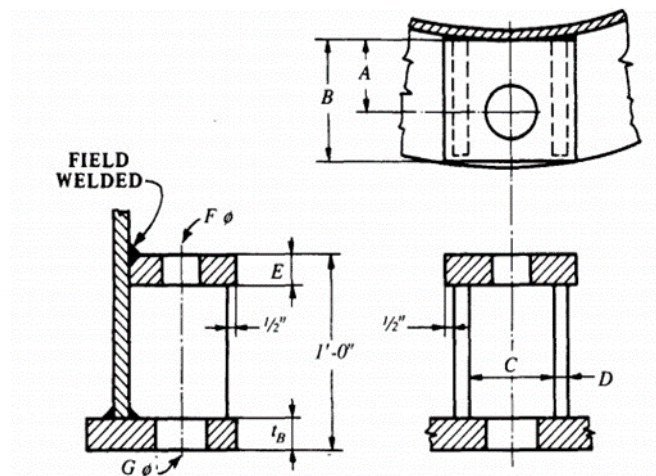
Pada menara distilasi, anchor bolt didesain dengan menggunakan chair

agar lebih kuat dan mampu untuk menahan menara bermuatan berat, digunakan bolt dengan ukuran 1½ in maka dari tabel standar chair anchor bolt, tabel berdasarkan Scheiman A.D. Shorts Cuts to anchor Bolting and Base Ring Sizing, Petroleum Refiner, June 1963. (Megesy hal 76, 1983).

DIMENSIONS inches							
Anchor bolt diam.	A	B	C	D	E	F	G
1	1¾	3	2½	½	¾	1¼	1½
1½	17/8	3	2½	½	¾	1¾	15/8
1¼	2	3	2½	½	1	1½	1¾
1¾	2½	4	3	5/8	1	15/8	17/8
1½	2¼	4	3	5/8	1¼	1¾	2
15/8	23/8	4	3	5/8	1¼	17/8	2½
1¾	2½	5	3½	¾	1½	2	2¼
17/8	25/8	5	3½	¾	1½	2½	23/8
2	2¾	5	3½	¾	1¾	2¼	2½
2¼	3	6	4	1	1¾	2½	2¾
2½	3¼	6	4	1	2	2¾	3
2¾	3½	7	5	1¼	2½	3	3¼
3	3¾	7	5	1¼	2½	3¼	3½

Gambar D.3.16 Dimensions of Ancor Bolt

A	= 2,25 in	E	= 1,25 in
B	= 4 in	F	= 1,75 in
C	= 3 in	G	= 2 in
D	= 0,63 in		



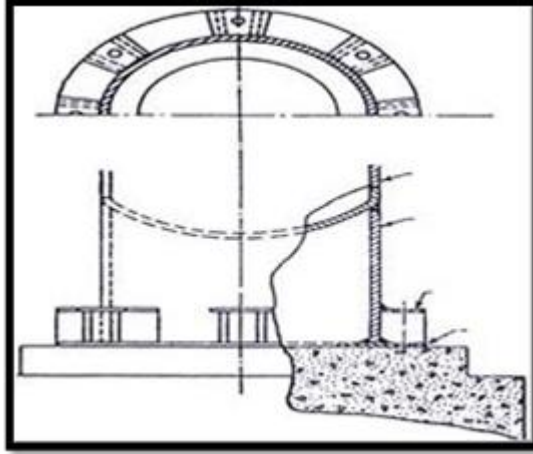
Gambar D.3.17 Sketsa Anchor Bolt Chair

Stress pada anchor bolt

$$SB = \frac{T \times CB}{B4 \times N}$$

$$= 15.000 \text{ psi}$$

Berikut ini adalah gambar penyangga menara distilasi :



Gambar D.3.18 Sketsa Penyangga Menara Distilasi

3. Desain *Base Ring/Ring Plate*

Beban yang ditopang pada skirt, dilanjutkan ke pondasi menara melalui base ring. Base ring harus cukup lebar agar bisa mendistribusikan beban ke pondasi secara merata, sehingga cukup kuat untuk menahan beban menara.

a. Menentukan maksimum kompresi dari Base ring

$$P_c = \frac{12 M}{A_s} + \frac{W}{C_s}$$

Keterangan :

M, Momen base ring = 71.616,70 ft.lb

W, Berat vessel = 1.093,41 lb

b. Menentukan Lebar Dari Base Ring

$$l = \frac{P_c}{f_b}$$

$$= 0,32 \text{ in}$$

Dari tabel A (Megesy hal-69, 1983) digunakan bolt dengan ukuran $\frac{1}{2}$ in.

I2 = 0,88 in

I3 = 0,63 in

Maka,

$$\begin{aligned}
 li &= 12 + 13 \\
 &= (0,88 + 0,63) \text{ in} \\
 &= 1,50 \text{ in}
 \end{aligned}$$

c. Menentukan Ketebalan

$$\begin{aligned}
 tB &= 0,321 \times li \\
 tB &= 0,321 \times 1,50 \text{ in} \\
 &= 0,48 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Sehingga ketebalan base ring (tB) yang digunakan adalah 0,48 in

4. Perhitungan Flange

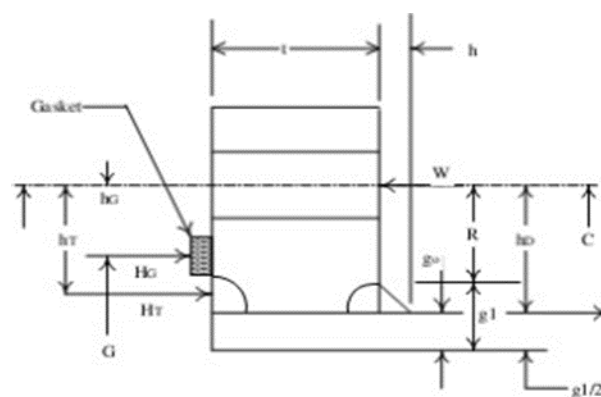
a. Sambungan *head* dengan *shell*

Sambungan antara tutup bejana dengan bagian shell menggunakan sistem flange dan baut. Bahan konstruksi yang dipilih berdasarkan pada kondisi operasi.

Data perancangan :

Tekanan desain	= 17,63 psi
Material flange	= Stainless Steel SA 320 Grade C
Bolting steel	= Carbon steel SA-193 grade B7
Material gasket	= Asbestos composition
Diameter luar shell, B	= 51,07 in
Ketebalan shell	= 0,16 in
Diameter dalam shell	= 50,75 in
Tegangan dari material flange (f_a)	= 17.000 psi
Tegangan dari bolting material (f_b)	= 20.000 Psi

Tipe flange terlihat pada gambar berikut :



Gambar D.3.19 Tipe Flange dan Dimensi

b. Perhitungan Lebar Gasket

Dengan menggunakan Persamaan 12.2 pada Brownell & Young, 1959

$$D_o/d_i = \sqrt{\frac{y-P.m}{y-[P(m+1)]}}$$

Dimana :

- D_o = diameter luar gasket, in
 d_i = diameter dalam gasket, in
 y = yield stress, lb/in² (fig 12.11)
 m = faktor gasket (fig 12.11)

Digunakan material gasket yaitu soft steel, dari Fig 12.11 Brownell and Young diperoleh :

- Yield stress, y = 7.600 psi
 Faktor gasket, m = 3,75

Sehingga,

$$\begin{aligned} d_o/d_i &= \sqrt{\frac{y-P.m}{y-[P(m+1)]}} \\ &= 1,0012 \text{ m} \end{aligned}$$

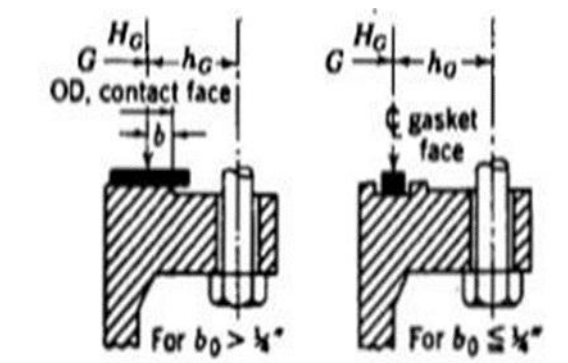
Asumsi bahwa diameter dalam gasket di sama dengan diameter luar shell,
 sehingga: $D_o = 1,0012 \times 51,0717 = 51,1316$ in

Menentukan Berat Gasket:

Dari Fig 12.12 (Brownell and Young), kolom I tipe A diperol

$$B_o = \frac{N}{2} = \frac{0,0299}{2} = 0,0150 \text{ in}$$

$B = b_o$ ketika $b_o < b$



Gambar D.3.20 Lokasi Gasket *Load Reaction*

$$\begin{aligned}
 Wm1 &= H_y = b \times \pi \times G \times y \\
 &= 0,0150 \times 3,14 \times 51,1615 \times 7.600 \\
 &= 18.273,24 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Berat untuk menjaga joint tight saat operasi digunakan Persamaan 12.90, Brownell

$$\begin{aligned}
 H_p &= 2 b \pi G m p \\
 &= 2 \times 0,0150 \times 3,14 \times 51,1615 \times 3,75 \times 17,63 \\
 &= 317,95 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Keterangan :

H_p = beban join tight (lb)

m = faktor gasket (fig 12.11)

b = Effective gasket (in)

G = Diameter gasket rata-rata (in)

P = Tekanan operasi (psi)

Beban dari tekanan internal dihitung dengan Persamaan 12.89 Brownell & Young (1959).

$$\begin{aligned}
 H &= \frac{\pi G^2}{4} P \\
 H &= \frac{3,14 (51,1615)^2}{4} \times 17,63 \\
 &= 36.228,51 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Beban operasi total dihitung dengan Persamaan 12.91 Brownell & Young (1959).

$$\begin{aligned}
 Wm2 &= H + H_p \\
 &= 36.228,51 + 317,95 \\
 &= 36.546,46 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$Wm2$ lebih besar dari $Wm1$ sehingga beban pengontrol berada pada $Wm2$.

$Wm1$ = beban berat bolt pada kondisi operasi (lb)

$Wm2$ = beban berat bolt pada kondisi tanpa tekanan dalam (lb)

H = total joint contact surface (lb)

Perhitungan luas baut minimum (minimum bolting area):

$$A_{ml} = \frac{W_{ml}}{f_b}$$

Keterangan :

F_b = tegangan material bolt = 20.000 psi

$$\begin{aligned} A_{ml} &= \frac{36.546,46}{20.000} \\ &= 1,83 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Penentuan ukuran baut diambil dari Brownell and young, 1956, hal.188, Tabel 10-

4. Dengan ukuran baut = 1 ½ in diperoleh data sebagai berikut :

Root area = 0,13 in²

Bolt spacing standard (BS) = 1,25 in

Minimal radian distance (R) = 0,81 in

Edge distance (E) = 0,63 in

Jumlah Baut Minimum

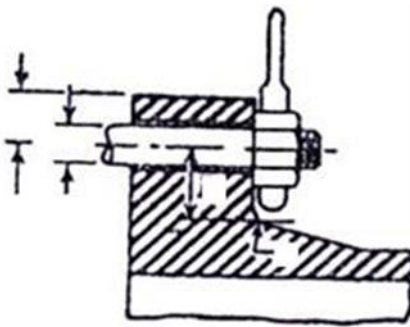
$$\begin{aligned} \text{Jumlah Baut Minimum} &= \frac{A_{ml}}{\text{root area}} \\ &= \frac{1,83}{0,13} \\ &= 15 \text{ buah} \end{aligned}$$

Digunakan jumlah baut sebanyak 15 buah.

c. Perhitungan Ukuran Baut Minimum

Bolt circle diameter yang digunakan ialah :

$$\begin{aligned} \text{Bolt circle diameter (C)} &= ID + 2 (1,145 BS + R) \\ &= 55,23 \text{ in} \end{aligned}$$



Gambar D.3.21 Detail Ukuran Baut

d. Perhitungan Diameter *Flange* Luar

$$\begin{aligned} \text{Flange OD (A)} &= \text{bolt circle diameter} + 2 E \\ &= 56,48 \text{ in} \end{aligned}$$

Periksa lebar gasket :

$$\begin{aligned} A_{\text{actual}} &= \text{jumlah baut} \times \text{root area} \\ &= 1,83 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Lebar gasket minimum:

$$\begin{aligned} N_{\text{min}} &= \frac{A_{\text{b actual}} \times f_{\text{allow}}}{2 \times \pi \times G} \\ &= \frac{1,88 \times 17.000}{2 \times 7.600 \times 2,14 \times 51,1615} \\ &= 0,0127 \text{ in} < 0,40 \text{ in (memenuhi)} \end{aligned}$$

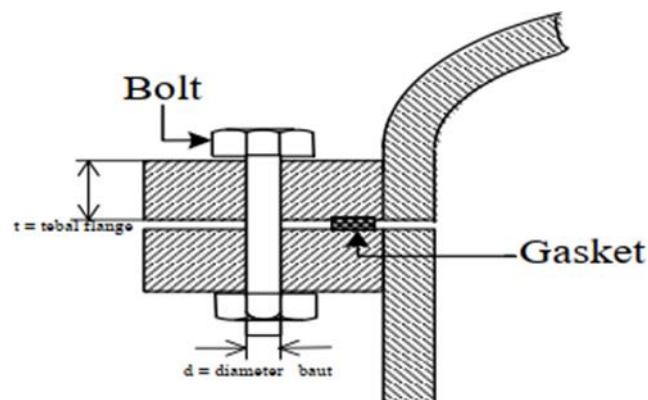
e. Perhitungan Tebal *Flange*

$$t = \sqrt{\frac{Y M_{\text{max}}}{fB}}$$

Diketahui:

$$K = A/B = 1,18$$

Dari Fig. 12.22 Brownell didapat nilai $Y = 21$ Sehingga didapat ketebalan flange adalah, $t = 1,36 \text{ in}$



Gambar D.3.21 Detail Untuk *Flange* dan *Bolt* pada *Head* Menara

D.2.10 Wind Loading

$$\text{Tekanan dinamis angin} = \frac{1}{2} \times C_d \times \rho_a \times U_w^2$$

$$\text{Untuk smooth cylinder} = 0,05 \times U_w^2$$

$$\begin{aligned} \text{Design } 160 \text{ km/hr} &= (0,05)(160)^2 \\ &= 1.280 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

Sehingga, tekanan angin adalah 1.280 N/m²

$$\begin{aligned} \text{Diameter rata-rata, termasuk isolator} &= 1,5 + 2(3 + 75) \times 10^{-3} \\ &= 1,66 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Loading (per linear meter), } F_w &= (1.280) (1,656) \\ &= 2.119,68 \text{ N/m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Dimana } x &= H_v \\ &= 14,96 \text{ m (ketinggian menara)} \end{aligned}$$

$$M_x = F_w \left(\frac{x}{2} \right) = 237.123,46 \text{ Nm}$$

Kesimpulan :

Nama alat : Distilasi

Kode alat : MD-401

Fungsi : Untuk memisahkan produk dari bahan baku

Tipe : Plate Tower (menara distilasi dengan sieve tray).

Tabel D.3.1 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-401)

Fungsi	Untuk Memisahkan produk Paraxylene dari bahan baku Toluene dan Metanol	
Kode	MD-301	
Jenis	Sieve Tray	
Kondisi Operasi	Kolom Bagian Atas : Suhu : 64,72 °C Tekanan : 1 atm Kolom Bagian Bawah : Suhu : 111,9 °C Tekanan : 1 atm	
Dimensi	Tray spacing	0,55 m
	Diameter	1,66 m
	Tinggi weir	0,05 m

	Tray thickness	0,005 m
	Panjang Weir	1,21 mm
	Tinggi Total Menara	7,80 m
	Jumlah Tray	11 plate (tanpa reboiler)
	Tinggi skrit	2,34 m
	Ketebalan Skrit	0,0008 m
Rancang Alat	Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA-285 Grade C

LAMPIRAN E

SPESIFIKASI PERALATAN UTILITAS

E.1. Pompa Air Sungai

Fungsi : Memompa air dari sungai ke bak penampungan air
 Jenis : Pompa sentrifugal
 Jumlah : 2 unit (1 *standby*)
 Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data:

Laju alir massa (F) = 274172,3466 kg/jam = 167,9018 lb_m/s
 Densitas air (ρ) = 995,72 kg/m³ = 62,16 lb_m/ft³
 Viscositas (μ) = 0,8007 cP = 0,0005 lb_m/ft³.s

Perhitungan:

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volume (Q)} &= \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots (E.1) \\ &= \frac{274172,3466 \text{ lb}_m/\text{s}}{62,16 \text{ lb}_m/\text{ft}^3} \\ &= 2,7011 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots (E.2) \\ & \hspace{15em} (\text{Timmerhaus, 2004}) \\ &= 3,9 (2,7011)^{0,45} \cdot (62,16)^{0,13} \\ &= 10,4331 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix E.19 Mc Graww Hill, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 8 in
Schedule number = 40
 Diameter dalam (ID) = 8,625 in
 Diameter luar (OD) = 7,981 in
Inside sectional area = 0,3474 ft²

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa:

$$V = \frac{Q}{A} \dots\dots\dots (E.3)$$

$$= \frac{2,7011 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,3474 \text{ ft}^2}$$

$$= 7,7751 \text{ ft/s}$$

Sehingga:

$$\text{NRe} = \frac{\rho V D}{\mu} \dots\dots\dots(\text{E.4})$$

$$= \frac{62,16 \text{ lbm/ft}^3 \cdot 7,7751 \text{ ft/s} \cdot 0,7187 \text{ ft}}{0,0005 \text{ lbm/ft}^3\text{s}}$$

$$= 694729,8359$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,000015$ dan $\varepsilon/D = 0,0002087$

Maka harga $f = 0,0045$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$1. \quad 1 \text{ sharp edge entrance } (h_c) = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right) \dots\dots\dots(\text{E.5})$$

$$= 0,55 (1-0) \left(\frac{7,7751}{2 \cdot 1 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 0,5082 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$2. \quad 2 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) = n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \dots\dots\dots(\text{E.6})$$

$$= 2 \cdot 0,75 \cdot \left(\frac{7,7751}{2 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 1,3859 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$3. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) = n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \dots\dots\dots(\text{E.7})$$

$$= 1 \cdot 0,75 \cdot \left(\frac{7,7751^2}{2 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 0,6930 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$4. \quad \text{Pipa lurus } 50 \text{ ft } (F_f) = 4 \cdot f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V}{D \cdot 2 \cdot g_c}\right) \dots\dots\dots(\text{E.8})$$

$$= 4 \cdot 0,008 \cdot \left(\frac{50 \cdot 7,7751 \text{ ft/s}}{0,6354 \text{ ft} \cdot 2 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 0,1488 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right) \dots\dots\dots(\text{E.9})$$

$$= (1-0) \left(\frac{7,7751^2}{2 \cdot 1 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 0,9240 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Total friction loss } \Sigma F = 3,6598 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \dots \dots \dots (E.10)$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \text{ ft/s}^2}{32,714 \text{ ft/s}^2} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 3,6598 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -53,6598 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p \dots \dots \dots (E.11)$$

$$W_p = \frac{W_s}{-\eta}$$

$$W_p = \frac{-53,6598}{-0,8}$$

$$W_p = 67,0748 \text{ lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p \dots \dots \dots (E.12)$$

$$= 167,9018 \text{ lb}_m/\text{s} \times 67,0748 \text{ lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 20,4763 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 20,4763 Hp

E.2 Bak Penampungan Air

Fungsi : Menampung air sungai untuk mengendapkan partikel-partikel yang besar tanpa bantuan bahan kimia

Jenis : Bak dengan permukaan bentuk persegi

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : Beton

Data:

$$\text{Laju alir massa (F)} = 274172,35 \text{ kg/jam} = 167,90177 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,72 \text{ kg/m}^3 = 62,16 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Laju alir volumetrik (Q)} = 2,7010 \text{ m}^3/\text{jam} = 175,34968 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Bak pengendap dirancang untuk penampung air selama 1 hari

$$\text{Volume air buangan} = (275,34968 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}) = 6608,3923 \text{ m}^3$$

$$\text{Bak terisi 90 \% maka volume bak} = 3.247,74 \text{ m}^3/0,9 = 7342,6582 \text{ m}^3$$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut:

- Panjang bak = 2 x lebar bak (l)
- Tinggi bak = lebar bak (l)

$$\text{Maka, volume bak} = p \times l \times t \dots\dots\dots(\text{E.13})$$

$$7342,65 \text{ m}^3 = 2l \times l \times l$$

$$7342,65 \text{ m}^3 = 2 \times l^3$$

$$398,8756 = l^3$$

$$\text{Maka } l = 15,42675 \text{ m}$$

sehingga,

$$\text{Panjang bak} = 30,8535 \text{ m}$$

$$\text{Lebar bak} = 15,42675 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi bak} = 15,42675 \text{ m}$$

E.3 Pompa Bak Pengendapan

Fungsi : Memompa air dari bak penampungan air ke *clarifier*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

$$\text{Laju alir massa (F)} = 274172,3466 \text{ kg/jam} = 167,9018 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,72 \text{ kg/m}^3 = 62,16 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Viscositas } (\mu) = 0,8007 \text{ cP} = 0,0005 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \cdot \text{s}$$

Perhitungan:

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volume (Q)} &= \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots(\text{E.1}) \\ &= \frac{274172,3466 \text{ lb}_m/\text{s}}{62,16 \text{ lb}_m/\text{ft}^3} \\ &= 2,7011 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$D_{opt} = 3,9 (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots(E.2)$$

(Timmerhaus, 2004)

$$= 3,9 (2,7011)^{0,45} \cdot (62,16)^{0,13}$$

$$= 10,4331 \text{ in}$$

Dari Appendix E.19 Mc Graw Hill, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 8 in

Schedule number = 40

Diameter dalam (ID) = 8,625 in

Diameter luar (OD) = 7,981 in

Inside sectional area = 0,3474 ft²

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa:

$$V = \frac{Q}{A} \dots\dots\dots(E.3)$$

$$= \frac{2,7011 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,3474 \text{ ft}^2}$$

$$= 7,7751 \text{ ft/s}$$

Sehingga:

$$NRe = \frac{\rho V D}{\mu} \dots\dots\dots(E.4)$$

$$= \frac{62,16 \text{ lbm/ft}^3 \cdot 7,7751 \text{ ft/s} \cdot 0,7187 \text{ ft}}{0,0005 \text{ lbm/ft}^3 \text{ s}}$$

$$= 694729,8359$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,000015$ dan $\epsilon/D = 0,0002087$

Maka harga $f = 0,0045$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$1. \text{ 1 sharp edge enterance } (h_c) = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot gc}\right) \dots\dots\dots(E.5)$$

$$= 0,55 (1-0) \left(\frac{7,7751}{2 \cdot 1 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 0,5082 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$2. \text{ 2 elbow } 90^\circ (h_f) = n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot gc}\right) \dots\dots\dots(E.6)$$

$$= 2 \cdot 0,75 \cdot \left(\frac{7,7751}{2 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 1,3859 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$3. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) = n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c} \right) \dots\dots\dots(E.7)$$

$$= 1 \cdot 0,75 \cdot \left(\frac{7,7751^2}{2 \cdot 32,714} \right)$$

$$= 0,6930 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$4. \quad \text{Pipa lurus 50 ft } (F_f) = 4 \cdot f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V}{D \cdot 2 \cdot g_c} \right) \dots\dots\dots(E.8)$$

$$= 4 \cdot 0,008 \cdot \left(\frac{50 \cdot 7,7751 \text{ ft/s}}{0,6354 \text{ ft} \cdot 2 \cdot 32,714} \right)$$

$$= 0,1488 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c} \right) \dots\dots\dots(E.9)$$

$$= (1-0) \left(\frac{7,7751^2}{2 \cdot 1 \cdot 32,714} \right)$$

$$= 0,9240 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Total friction loss } \Sigma F = 3,6598 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \dots\dots\dots(E.10)$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \text{ ft/s}^2}{32,714 \text{ ft/s}^2} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 3,6598 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -53,6598 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p \dots\dots\dots(E.11)$$

$$W_p = \frac{W_s}{-\eta}$$

$$W_p = \frac{-53,6598}{-0,8}$$

$$W_p = 67,0748 \text{ lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p \dots\dots\dots(E.12)$$

$$= 167,9018 \text{ lb}_m/\text{s} \times 67,0748 \text{ lb}_f/\text{lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{s}}$$

$$= 20,4763 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 20,4763 Hp

E.4 Tangki Pelarutan Alum [Al₂(SO₄)₃]

Fungsi : Membuat larutan alum [Al₂(SO₄)₃]
 Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar
 Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
 Jumlah : 1 unit

Volume tangki:

Al₂(SO₄)₃ yang digunakan = 50 ppm

Al₂(SO₄)₃ yang digunakan berupa larutan 30% (% berat)

$$\text{Laju massa Al}_2(\text{SO}_4)_3 = 274172,34 \times \frac{0,05}{100}$$

$$= 13,70861733 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas Al}_2(\text{SO}_4)_3 30\% = 1.363 \text{ kg/m}^3$$

$$= 85,093 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \quad (\text{Perry, 1997})$$

Kebutuhan perancangan = 30 hari

$$\text{Volume larutan (VI)} = \frac{13,70861 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 30 \text{ hari}}{0,26 \times 1.363 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 24,1384311 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran = 20 %, Maka:

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times 241384,311 \text{ m}^3$$

$$= 24,462119973 \text{ m}^3$$

Diameter dan tebal tangki:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4} \dots\dots\dots (E.26)$$

(Brownells & Young, 1959)

Dimana:

V_s = Volume silinder (ft³)

D_i = Diameter dalam silinder (ft)

H_s = Tinggi tangka silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangka dengan diameter tangka

$$H_s : D_i = 3 : 2$$

Maka:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3/2 D_i)}{4} \dots\dots\dots(E.27)$$

$$24,621199 \text{ m}^3 = \frac{\pi \cdot (3 D_i^3)}{8}$$

$$24,621199 \text{ m}^3 = \pi \cdot (3 D_i^3)$$

$$D_i^3 = 15,862292$$

$$D_i = 2,5030 \text{ m}$$

$$= 3,2823 \text{ ft}$$

$$H_s = 5,0061 \text{ m}$$

$$= 6,5646 \text{ ft}$$

Tinggi cairan dalam tangki:

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{\text{volume cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \dots\dots\dots(E.28)$$

$$= \frac{24,1384311 \text{ m}^3 \times 5,0061 \text{ m}}{24,462119973 \text{ m}^3}$$

$$= 4,907944882 \text{ m}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times h \dots\dots\dots(E.29)$$

$$= 1.363 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 4,907944882 \text{ m}$$

$$= 65557,38297 \text{ Pa}$$

$$= 65,55738297 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = (100\% + 5\%) \times (65,55738297 + 101,325)$$

$$P_{\text{desain}} = 175,2265 \text{ kPa}$$

Joint efficiency = 0,8

(Brownells & Young, 1959)

Allowable stress = 12.650 psia = 87.218,714 kPa

Tebal shell tangki:

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \dots\dots\dots(E.30)$$

$$= \frac{175,2265 \text{ kPa} \times 1,9411 \text{ m}}{(2 \times 87.218,714 \text{ kPa} \times 0,8) - (1,2 \times 175,2265 \text{ kPa})}$$

$$= 0,003147711 \text{ in}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal shell yang dibutuhkan = $0,003147711 \text{ in} + 1/8 \text{ in} = 0,125 \text{ in}$

Tebal tangki standart yang digunakan $0,1281 \text{ in}$ (Brownells & Young, 1959)

Daya Pengaduk:

Tipe pengaduk : *Flat six turbin imp*

Jumlah *baffle* : 4 buah

$$Da/Dt = 1/3 ; Da = (1/3 \times 2,5030) \text{ m} = 0,8343 \text{ m}$$

$$E/Da = 1 ; E = (1 \times 0,8343) \text{ m} = 0,8343 \text{ m}$$

$$L/Da = 1/4 ; L = (1/4 \times 0,8343) \text{ m} = 0,2085 \text{ m}$$

$$W/Da = 1/5 ; W = (1/5 \times 0,8343) \text{ m} = 0,1668 \text{ m}$$

$$J/Dt = 1/12 ; J = (1/12 \times 2,5030) \text{ m} = 0,0695 \text{ m}$$

Dimana:

Dt = diameter tangki

Da = diameter impeller

E = tinggi turbin dari dasar tangki

L = panjang blade pada turbin

W = lebar blade pada turbin

J = lebar blade

Kecepatan pengaduk N = 2 rps

Viskositas $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 70\%$ = 0,000672 cP

= 0,000672 lbm/ft.s (Othmer, 1967)

Bilangan Reynold:

$$Nre = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu} \dots \dots \dots (E.31)$$

$$= \frac{85,093 \text{ lbm/ft}^3 \times 2 \times 2,5030^2}{0,00067 \text{ lbm/ft}^3\text{s}}$$

$$= 176292,8263$$

$NRe > 10.000$ maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

Kr = 6,3 (McCabe, 1999)

$$P = \frac{Kr \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{gc} \dots \dots \dots (E.32)$$

(McCabe, 1999)

$$= \frac{(6,3) \times 2^3 \times 0,6470^5 \times (0,8343) \times 1}{32,724 \times 550}$$

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{Q}{A} \dots \dots \dots (E.35) \\
 &= \frac{0,0000986621 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0004 \text{ ft}^2} \\
 &= 0,2466 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned}
 NRe &= \frac{\rho V D}{\mu} \dots \dots \dots (E.36) \\
 &= \frac{85,093 \text{ lbm/ft}^3 \cdot 0,2466 \text{ ft/s} \cdot 0,0224 \text{ ft}}{0,00067 \text{ lbm/ft}^3\text{s}} \\
 &= 700,1114522
 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,000046$ dan $\varepsilon/D = 0,001827$

Maka harga $f = 0,76$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$\begin{aligned}
 1. \quad 1 \text{ sharp edge enterance } (h_c) &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right) \dots \dots \dots (E.37) \\
 &= 0,55 (1-0) \left(\frac{0,2466^2}{2 \cdot 1 \cdot 32,714}\right) \\
 &= 0,000511423 \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 2. \quad 2 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \dots \dots \dots (E.38) \\
 &= 2 \cdot 0,75 \cdot \left(\frac{0,2466^2}{2 \cdot 32,714}\right) \\
 &= 0,001394789 \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 3. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \dots \dots \dots (E.39) \\
 &= 1 \cdot 0,75 \cdot \left(\frac{0,2466^2}{2 \cdot 32,714}\right) \\
 &= 0,000697394 \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 4. \quad \text{Pipa lurus } 55 \text{ ft } (F_f) &= 4 \cdot f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V}{D \cdot 2 \cdot g_c}\right) \dots \dots \dots (E.40) \\
 &= 4 \cdot 0,018 \cdot \left(\frac{55 \cdot 0,2466 \text{ ft/s}}{0,0687 \text{ ft} \cdot 2 \cdot 32,714}\right) \\
 &= 0,045137578 \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right) \dots \dots \dots (E.41) \\
 &= (1-0) \left(\frac{0,2466^2}{2 \cdot 1 \cdot 32,714}\right) \\
 &= 0,000929859 \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$

$$\text{Total friction loss } \Sigma F = 0,048671043 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \dots\dots\dots(E.42)$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta z = 55 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \text{ ft/s}^2}{32,714 \text{ ft/s}^2} \times (55 \text{ ft}) + 0 + 0,1033 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -20,0486710428 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p \dots\dots\dots(E.43)$$

$$W_p = \frac{W_s}{-\eta}$$

$$W_p = \frac{-20,04867}{-0,8}$$

$$W_p = 25,06083880 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p \dots\dots\dots(E.44)$$

$$= 0,00839 \text{ lb}_m/\text{s} \times 25,0608 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,0003825237 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,0004 Hp.

E.6 Tangki Pelarutan Soda Abu [Na₂CO₃]

Fungsi : Membuat larutan soda abu [Na₂CO₃]

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Volume tangki:

Al₂(SO₄)₃ yang digunakan = 50 ppm

Al₂(SO₄)₃ yang digunakan berupa larutan 30% (% berat)

Laju massa Na ₂ CO ₃	= 7,4026 kg/jam	
	= 7,4026 kg/jam	
Densitas Na ₂ CO ₃ 30%	= 1.327 kg/m ³	
	= 82,8423 lb _m /ft ³	(Perry, 1997)
Kebutuhan perancangan	= 30 hari	
Volume larutan (VI)	= $\frac{7,4026 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 30 \text{ hari}}{0,30 \times 1.327 \text{ kg/m}^3}$	
	= 13,3883 m ³	
Faktor kelonggaran	= 20 %, Maka:	
Volume tangki	= 1,2 x 13,3883 m ³	
	= 13,6561 m ³	

Diameter dan tebal tangki:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4} \dots\dots\dots(E.45)$$

(Brownells & Young, 1959)

Dimana:

V_s = Volume silinder (ft³)

D_i = Diameter dalam silinder (ft)

H_s = Tinggi tangka silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangka dengan diameter tangka

H_s : D_i = 2 : 1

Maka:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (2/1 D_i)}{4} \dots\dots\dots(E.46)$$

$$13,6561 \text{ m}^3 = \frac{\pi \cdot (2/1 D_i^3)}{4}$$

$$13,6561 \text{ m}^3 = \pi \cdot (2 D_i^3)$$

$$D_i^3 = 8,6981$$

$$D_i = 2,0565 \text{ m}$$

$$= 80,967 \text{ ft}$$

$$H_s = 4,1131 \text{ m}$$

$$= 161,93 \text{ ft}$$

Tinggi cairan dalam tangki:

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{volume cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \dots\dots\dots(\text{E.47}) \\
 &= \frac{13,388 \text{ m}^3 \cdot 4,1131 \text{ m}}{13,6561 \text{ m}^3} \\
 &= 4,0324 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \dots\dots\dots(\text{E.48}) \\
 &= 1.327 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 4,0324 \text{ m} \\
 &= 52440,8 \text{ Pa} \\
 &= 52,4408 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = (100\% + 5\%) \times (52,4408 + 101,325)$$

$$P_{\text{desain}} = 161,4541 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Allowable stress} &= 12.650 \text{ psia} \\
 &= 87.218,714 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

Tebal shell tangki:

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \dots\dots\dots(\text{E.49}) \\
 &= \frac{161,4541 \text{ kPa} \times 2,0565 \text{ m}}{(2 \times 87.218,714 \text{ kPa} \times 0,8) - (1,2 \times 161,4541 \text{ kPa})} \\
 &= 0,0023 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

$$\text{Maka tebal shell yang dibutuhkan} = 0,0023 \text{ in} + 1/8 \text{ in} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Tebal tangki standart yang digunakan } 3/16 \text{ in} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Daya Pengaduk:

Tipe pengaduk : *Flat six turbin imp*

Jumlah *baffle* : 4 buah

$$D_a/D_t = 1/3 ; D_a = (1/3 \times 2,0565) \text{ m} = 0,6855 \text{ m}$$

$$E/D_a = 1 ; E = (1 \times 0,6855) \text{ m} = 0,6855 \text{ m}$$

$$L/D_a = 1/4 ; L = (1/4 \times 0,6855) \text{ m} = 0,1713 \text{ m}$$

$$W/D_a = 1/5 ; W = (1/5 \times 0,6855) \text{ m} = 0,1371 \text{ m}$$

$$J/D_t = 1/12 ; J = (1/12 \times 2,0565) \text{ m} = 0,0571 \text{ m}$$

Dimana:

Dt = diameter tangka
 Da = diameter impeller
 E = tinggi turbin dari dasar tangki
 L = panjang blade pada turbin
 W = lebar blade pada turbin
 J = lebar blade

Kecepatan pengaduk N = 2 rps

Viskositas $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ 70% = 0,000369 lbm/ft.s (Othmer, 1967)

Bilangan Reynold:

$$\begin{aligned}
 Nre &= \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu} \dots\dots\dots(E.50) \\
 &= \frac{82,8423 \text{ lbm/ft}^3 \times 2 \times 0,6855^2}{0,000369 \text{ lbm/ft}^3\text{s}} \\
 &= 211007,7515
 \end{aligned}$$

NRe > 10.000 maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

Kr = 6,3 (McCabe, 1999)

$$P = \frac{Kr \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{gc} \dots\dots\dots(E.51)$$

(McCabe, 1999)

$$= \frac{(6,3) \times 2^3 \times 0,6855 \times (85,093) \times 82,8423 \times 1}{32,724 \times 550}$$

P = 0,0351 Hp

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\begin{aligned}
 \text{Daya motor penggerak} &= \frac{0,0351}{0,8} \\
 &= 0,0439 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

E.7 Pompa Soda Abu [Na_2CO_3]

Fungsi : Memompa soda abu dari tangki pelarutan soda abu ke clarifier

Jenis : Pompa injeksi

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data:

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir massa (F)} &= 7,4026 \text{ kg/jam} &= 0,00454 \text{ lb}_m/\text{s} \\
 \text{Densitas Na}_2\text{CO}_3 (\rho) &= 1.327 \text{ kg/m}^3 &= 82,8423 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \\
 \text{Viscositas } (\mu) &= 0,000369 \text{ cP}
 \end{aligned}$$

Perhitungan:

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir volume (Q)} &= \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots(\text{E.52}) \\
 &= \frac{0,00454 \text{ lb}_m/\text{s}}{82,8423 \text{ lb}_m/\text{ft}^3} \\
 &= 0,000054 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$\begin{aligned}
 D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots(\text{E.53}) \\
 & \hspace{15em} (\text{Timmerhaus, 2004}) \\
 &= 3,9 (0,000054)^{0,45} \cdot (82,8423)^{0,13} \\
 &= 0,0241 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Appendix E.19 Mc Graww Hill, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\begin{aligned}
 \text{Ukuran nominal} &= 1/4 \text{ in} \\
 \text{Schedule number} &= 80 \\
 \text{Diameter dalam (ID)} &= 0,269 \text{ in} &= 0,0224 \text{ ft} \\
 \text{Diameter luar (OD)} &= 0,405 \text{ in} &= 0,0338 \text{ ft} \\
 \text{Inside sectional area} &= 0,0004 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa:

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{Q}{A} \dots\dots\dots(\text{E.54}) \\
 &= \frac{0,000054 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0004 \text{ ft}^2} \\
 &= 0,1368 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned}
 \text{NRe} &= \frac{\rho V D}{\mu} \dots\dots\dots(\text{E.55}) \\
 &= \frac{82,8423 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \cdot 0,1368 \text{ ft/s} \cdot 0,0224 \text{ ft}}{0,000369 \text{ lb}_m/\text{ft}^3\text{s}} \\
 &= 688,499
 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,000046$ dan $\epsilon/D = 0,001827$

Maka harga $f = 0,16$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$1. \quad 1 \text{ sharp edge entrance } (h_c) = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot gc}\right) \dots\dots\dots(E.56)$$

$$= 0,55 (1-0) \left(\frac{0,1368^2}{2 \cdot 1 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 0,000157 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$2. \quad 2 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) = n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot gc}\right) \dots\dots\dots(E.57)$$

$$= 2 \cdot 0,75 \cdot \left(\frac{0,1368^2}{2 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 0,000429 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$3. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) = n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot gc}\right) \dots\dots\dots(E.58)$$

$$= 1 \cdot 0,75 \cdot \left(\frac{0,1368^2}{2 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 0,000214 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$4. \quad \text{Pipa lurus } 50 \text{ ft } (F_f) = 4 \cdot f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V}{D \cdot 2 \cdot gc}\right) \dots\dots\dots(E.59)$$

$$= 4 \cdot 0,014 \cdot \left(\frac{52 \cdot 0,1368 \text{ ft/s}}{0,0224 \text{ ft} \cdot 2 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 0,02499 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot gc}\right) \dots\dots\dots(E.60)$$

$$= (1-0) \left(\frac{0,1368^2}{2 \cdot 1 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 0,000286 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Total friction loss } \Sigma F = 0,026085 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \dots\dots\dots(E.61)$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 55 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \text{ ft/s}^2}{32,714 \text{ ft/s}^2} \times (55 \text{ ft}) + 0 + 0,026085 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -20,0260 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p \dots \dots \dots (E.62)$$

$$W_p = \frac{W_s}{-\eta}$$

$$W_p = \frac{-20,0260}{-0,8}$$

$$W_p = 25,0326 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p \dots \dots \dots (E.63)$$

$$= 0,00453 \text{ lb}_m/\text{s} \times 25,0326 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,000206 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,000206 Hp

E.8. Clarifier

Fungsi : Memisahkan endapan (flok-flok) yang terbentuk karena penambahan alum dan soda abu.

Bahan konstruksi : *Carbon stell SA-283 grade C*

Tipe : *Ekternal solid recirculation clarifier*

Jumlah : 1 unit

Data:

Laju massa air (F) : 274.172,3466 kg/jam

: 167,901 lb_m/s

Laju massa Al₂(SO₄)₃ : 13,708 kg/jam

Laju massa Na₂CO₃ : 7,4026 kg/jam

Laju massa total : 274.193,4579 kg/jam

Densitas Al₂(SO₄)₃ : 2.710 kg/m³ (Perry, 1997)

Densitas Na₂CO₃ : 2.533 kg/m³ (Perry, 1997)

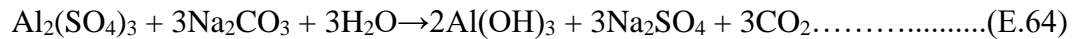
Densitas air : 995,72 kg/m³

: 62,16 lb_m/ft³

Viskositas air : 0,89000 cP

: 0,00060 lb_m/ft³.s

Reaksi koagulasi:



Perhitungan:

Dari Metcalf & Eddy, 1984 diperoleh

Untuk *clarifier* tipe *upflow* (radial):

Kedalaman = 1 – 10 m

Settling time = 1 – 3 jam

Dipilih kedalaman air (H) = 8 m dan *settling time* = 2 jam

Diameter dan tinggi clarifier:

$$\begin{aligned} \text{Densitas larutan } (\rho) &= \frac{\text{laju alir massa total}}{\frac{\text{laju alir massa air}}{\text{Densitas air}} + \frac{\text{laju alir massa alum}}{\text{Densitas alum}} + \frac{\text{laju alir massa soda api}}{\text{Densitas soda api}}} \dots \dots \dots (\text{E.65}) \\ &= \frac{274.193,4579}{\frac{274.172,3466}{995,72} + \frac{13,708}{2.710} + \frac{7,4026}{2.533}} \\ &= 995,7478 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan } v &= \frac{\text{Laju alir massa air}}{\text{Densitas air}} \times 2 \text{ jam} \\ &= \frac{274.172,3466 \text{ kg/jam}}{995,72 \text{ kg/m}^3} \times 2 \text{ jam} \\ &= 550,6863 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$D = \left(\frac{\text{Laju alir massa air}}{\text{Densitas air}} \right)^{1/2} = \left(\frac{4 \times 274.172,3466}{3,14 \times 8} \right)^{1/2} = 9,3642 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi clarifier} &= 1,5 \times 9,3642 \text{ m} \\ &= 14,0463 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Phidrostatik} &= \rho \times g \times h \dots \dots \dots (\text{E.66}) \\ &= 995,7559 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 14,0463 \text{ m} \\ &= 78066,62813 \text{ Pa} \\ &= 78,06662813 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = 101,325 \text{ kPa} + 78,06662 \text{ kPa} = 179,3916 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor keamanan untuk tekanan} = 5\%$$

$$P_{\text{desain}} = 1,05 \times 179,3916 \text{ kPa} = 188,3612 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,714 \text{ (Brownells \& Young, 1959)}$$

Tebal shell tangki:

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \dots\dots\dots(E.67) \\
 &= \frac{188,3612 \text{ kPa} \times 9,3642 \text{ m}}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 188,3612 \text{ kPa})} \\
 &= 0,0126 \text{ m} \\
 &= 0,4984 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal shell yang dibutuhkan = 0,4984 in + 1/8 in = 0,6234 in

Tebal shell standart yang digunakan = 3/4 in (Brownells & Young, 1959)

E.9 Pompa Clarifier

Fungsi : Memompa air dari clarifier air ke sand filter

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data:

Laju alir massa (F) = 13,70861733 kg/jam = 0,0083951 lb_m/s

Densitas Al₂(SO₄)₃ (ρ) = 1.363 kg/m³ = 85,093 lb_m/ft³

Viscositas (μ) = 0,000672 cP = 0,00067 lb_m/ft³.s

Perhitungan:

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir volume (Q)} &= \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots(E.33) \\
 &= \frac{0,0083951 \text{ lbm/s}}{85,093 \text{ lbm/ft}^3} \\
 &= 0,0000986621 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$\begin{aligned}
 D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots(E.34) \\
 &\hspace{15em} (\text{Timmerhaus, 2004}) \\
 &= 3,9 (0,0000986621)^{0,45} \cdot (85,093)^{0,13} \\
 &= 0,1094 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Appendix E.19 Mc Graww Hill, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 0,1250 in

Schedule number = 40

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 0,824 \text{ in} = 0,0687 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 1,05 \text{ in} = 0,0875 \text{ ft}$$

$$\text{Inside sectional area} = 0,0004 \text{ ft}^2$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa:

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \dots\dots\dots(E.35) \\ &= \frac{0,0000986621 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0004 \text{ ft}^2} \\ &= 0,2466 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \frac{\rho V D}{\mu} \dots\dots\dots(E.36) \\ &= \frac{85,093 \text{ lbm/ft}^3 \cdot 0,2466 \text{ ft/s} \cdot 0,0224 \text{ ft}}{0,00067 \text{ lbm/ft}^3\text{s}} \\ &= 700,1114522 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,000046$ dan $\epsilon/D = 0,001827$

Maka harga $f = 0,76$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$\begin{aligned} 1. \quad 1 \text{ sharp edge entrance } (h_c) &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right) \dots\dots\dots(E.37) \\ &= 0,55 (1-0) \left(\frac{0,2466^2}{2 \cdot 1 \cdot 32,714}\right) \\ &= 0,000511423 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2. \quad 2 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \dots\dots\dots(E.38) \\ &= 2 \cdot 0,75 \cdot \left(\frac{0,2466^2}{2 \cdot 32,714}\right) \\ &= 0,001394789 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 3. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \dots\dots\dots(E.39) \\ &= 1 \cdot 0,75 \cdot \left(\frac{0,2466^2}{2 \cdot 32,714}\right) \\ &= 0,000697394 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 4. \quad \text{Pipa lurus } 55 \text{ ft } (F_f) &= 4 \cdot f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V}{D \cdot 2 \cdot g_c}\right) \dots\dots\dots(E.40) \\ &= 4 \cdot 0,018 \cdot \left(\frac{55 \cdot 0,2466 \text{ ft/s}}{0,0687 \text{ ft} \cdot 2 \cdot 32,714}\right) \\ &= 0,045137578 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot gc}\right) \dots\dots\dots(E.41) \\
 &= (1-0) \left(\frac{0,2466^2}{2 \cdot 1 \cdot 32,714}\right) \\
 &= 0,000929859 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
 \text{Total friction loss } \Sigma F &= 0,048671043 \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \dots\dots\dots(E.42)$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta z = 55 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \text{ ft/s}^2}{32,714 \text{ ft/s}^2} \times (55 \text{ ft}) + 0 + 0,1033 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -20,0486710428 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p \dots\dots\dots(E.43)$$

$$W_p = \frac{W_s}{-\eta}$$

$$W_p = \frac{-20,04867}{-0,8}$$

$$W_p = 25,06083880 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p \dots\dots\dots(E.44)$$

$$= 0,00839 \text{ lb}_m/\text{s} \times 25,0608 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,0003825237 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,0004 Hp.

E.10. Sand Filter

Fungsi : Tempat menyaring partikel-partikel yang masih terbawa dalam air yang keluar dari clarifier

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon stell SA-283 grade C*

Jumlah : 1 unit

Volume tangki:

Laju alir massa (F) = 274.172,3466 kg/jam = 167,901 lb_m/s

Densitas air (ρ) = 995,72 kg/m³ = 62,16 lb_m/ft³

Viskositas air = 0,8007 cP = 0,0005 lb_m/ft³.s

Faktor kelonggaran : 20%

Sand filter dirancang untuk menampung 1/4 jam operasi

Direncanakan volume bahan penyaring 1/3 volume tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume air (V}_a) &= \frac{274.172,3466 \text{ kg/jam} \times 0,25 \text{ jam}}{995,72 \text{ kg/m}^3} \\ &= 68,8377 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tangki (V}_t) = (1,2 \times 68,8377) \text{ m}^3 = 82,6052 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume total} = (1 + 0,3) \times 82,6052 \text{ m}^3 = 107,386 \text{ m}^3$$

Diameter dan tebal tangki:

$$V_s = \frac{\pi D_i^2 H_s}{4} \dots\dots\dots(E.80)$$

(Brownells & Young, 1959)

Dimana:

V_s = Volume silinder (ft³)

D_i = Diameter dalam silinder (ft)

H_s = Tinggi tangka silinder (ft)

Ditetapkan perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki

$$H_s : D_i = 4 : 3$$

Maka:

$$V_s = \frac{\pi D_i^2 (4/3 D_i)}{4} \dots\dots\dots(E.81)$$

$$V_s = \frac{\pi D_i^2 (4 D_i)}{12}$$

$$107,386 = \frac{\pi 4D_i^3}{12}$$

$$322,160 = \pi \cdot 4D_i^3$$

$$D_i^3 = 102,598$$

$$D_i = 4,6814 \text{ m} = 15,3591 \text{ ft}$$

$$H_s = 6,2419 \text{ m} = 20,4788 \text{ ft}$$

Diameter dan tinggi tutup

$$\text{Diameter tinggi tutup} = \text{diameter tangki} = 4,6814 \text{ m}$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi tutup $D : H = 4 : 1$

$$\text{Tinggi tutup} = \frac{1}{4} \times (4,6814 \text{ m}) = 1,1703 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki total} = 4,9271 \text{ m} + (2 \times 1,1703 \text{ m}) = 8,5826 \text{ m}$$

Tebal shell dan dan tutup tangki

$$\text{Tinggi penyaring} = \frac{1}{4} \times 8,5826 \text{ m} = 1,5174 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{34,1113 \text{ m}^3}{40,9336 \text{ m}^3} \times 1,1703 \text{ m} \\ &= 7,1522 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Phidrostatis} = \rho \times g \times h \dots\dots\dots(\text{E.82})$$

$$= 995,72 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 7,1522 \text{ m}$$

$$= 69791,795 \text{ Pa}$$

$$= 69,79179 \text{ kPa}$$

$$P = 69,79179 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 171,1167 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor keamanan untuk tekanan} = 5\%$$

$$P_{\text{desain}} = (1,05 \times 171,1167 \text{ kPa}) = 179,6726 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,714 \text{ kPa} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Tebal shell tangki:

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \dots\dots\dots(\text{E.83})$$

$$= \frac{179,6726 \times 4,6814}{(2 \times 87.218,714 \times 0,8) - (1,2 \times 179,6726)}$$

$$= 0,006 \text{ m}$$

$$= 0,2376 \text{ in}$$

$$\text{Faktor korosi} = 1/8 \text{ in/tahun}$$

$$\text{Maka tebal shell yang dibutuhkan} = 0,2376 \text{ in} + 1/8 \text{ in} = 0,3626 \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell standart yang digunakan} = 1/4 \text{ in} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

E.11 Pompa Sand Filter

Fungsi	: Memompa air dari <i>sand filter</i> ke tangki air	
Jenis	: Pompa sentrifugal	
Jumlah	: 2 unit (1 <i>standby</i>)	
Bahan Konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>	
Laju alir massa (F)	= 13,70861733 kg/jam	= 0,0083951 lb _m /s
Densitas Al ₂ (SO ₄) ₃ (ρ)	= 1.363 kg/m ³	= 85,093 lb _m /ft ³
Viscositas (μ)	= 0,000672 cP	= 0,00067 lb _m /ft ³ .s

Perhitungan:

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volume (Q)} &= \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots (E.33) \\ &= \frac{0,0083951 \text{ lb}_m/\text{s}}{85,093 \text{ lb}_m/\text{ft}^3} \\ &= 0,0000986621 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots (E.34) \\ &\hspace{15em} (\text{Timmerhaus, 2004}) \\ &= 3,9 (0,0000986621)^{0,45} \cdot (85,093)^{0,13} \\ &= 0,1094 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix E.19 Mc Graww Hill, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal	= 0,1250 in	
<i>Schedule number</i>	= 40	
Diameter dalam (ID)	= 0,824 in	= 0,0687 ft
Diameter luar (OD)	= 1,05 in	= 0,0875 ft
<i>Inside sectional area</i>	= 0,0004 ft ²	

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa:

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \dots\dots\dots (E.35) \\ &= \frac{0,0000986621 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0004 \text{ ft}^2} \\ &= 0,2466 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\text{NRe} = \frac{\rho V D}{\mu} \dots\dots\dots (E.36)$$

$$= \frac{85,093 \text{ lbm/ft}^3 \cdot 0,2466 \text{ ft/s} \cdot 0,0224 \text{ ft}}{0,00067 \text{ lbm/ft}^3 \text{ s}}$$

$$= 700,1114522$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,000046$ dan $\epsilon/D = 0,001827$

Maka harga $f = 0,76$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$1. \quad 1 \text{ sharp edge entrance } (h_c) = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot gc}\right) \dots \dots \dots (E.37)$$

$$= 0,55 (1-0) \left(\frac{0,2466^2}{2 \cdot 1 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 0,000511423 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$2. \quad 2 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) = n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot gc}\right) \dots \dots \dots (E.38)$$

$$= 2 \cdot 0,75 \cdot \left(\frac{0,2466^2}{2 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 0,001394789 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$3. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) = n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot gc}\right) \dots \dots \dots (E.39)$$

$$= 1 \cdot 0,75 \cdot \left(\frac{0,2466^2}{2 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 0,000697394 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$4. \quad \text{Pipa lurus } 55 \text{ ft } (F_f) = 4 \cdot f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V}{D \cdot 2 \cdot gc}\right) \dots \dots \dots (E.40)$$

$$= 4 \cdot 0,018 \cdot \left(\frac{55 \cdot 0,2466 \text{ ft/s}}{0,0687 \text{ ft} \cdot 2 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 0,045137578 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot gc}\right) \dots \dots \dots (E.41)$$

$$= (1-0) \left(\frac{0,2466^2}{2 \cdot 1 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 0,000929859 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Total friction loss } \Sigma F = 0,048671043 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \dots \dots \dots (E.42)$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta z = 55 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \text{ ft/s}^2}{32,714 \text{ ft/s}^2} \times (55 \text{ ft}) + 0 + 0,1033 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -20,0486710428 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 80\%$$

$$W_s = -\eta \times W_p \dots\dots\dots (E.43)$$

$$W_p = \frac{W_s}{-\eta}$$

$$W_p = \frac{-20,04867}{-0,8}$$

$$W_p = 25,06083880 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p \dots\dots\dots (E.44)$$

$$= 0,00839 \text{ lb}_m/\text{s} \times 25,0608 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,0003825237 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,0004 Hp.

E.12 Tangki Air

Fungsi : Tempat menampung air sementara untuk didistribusikan ke unit lain

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Data:

$$\text{Laju alir massa air (F)} = 274.172,346 \text{ kg/jam} = 167,9018 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,72 \text{ kg/m}^3 = 62,16 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Viscositas } (\mu) = 0,8007 \text{ cP} = 0,0005 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \cdot \text{s}$$

Tangki dirancang untuk kebutuhan selama 1 jam operasi

$$\begin{aligned} \text{Volume air (Va)} &= \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Densitas}} \\ &= \frac{274.172,346 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{995,72 \text{ kg/m}^3} \\ &= 275,350 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Faktor kelonggaran = 20%, maka:

$$\text{Volume tangki} = (1,2 \times 275,350 \text{ m}^3) = 330,421 \text{ m}^3$$

Diameter dan tebal tangki:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4} \dots\dots\dots(E.96)$$

(Brownells & Young, 1959)

Dimana:

V_s = Volume silinder (ft^3)

D_i = Diameter dalam silinder (ft)

H_s = Tinggi tangka silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangka dengan diameter tangka

$$H_s : D_i = 3 : 4$$

Maka:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3/4 D_i)}{4} \dots\dots\dots(E.97)$$

$$330,421 \text{ m}^3 = \frac{\pi \cdot (4 D_i^3)}{12}$$

$$1762,245 \text{ m}^3 = 4D_i^3$$

$$D_i^3 = 561,224$$

$$D_i = 8,2485 \text{ m}$$

$$= 27,062 \text{ ft}$$

$$H_s = 6,1864 \text{ m}$$

$$= 20,296 \text{ ft}$$

Tinggi cairan dalam tangki:

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{\text{volume cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \dots\dots\dots(E.98)$$

$$= \frac{275,350 \text{ m}^3 \cdot 6,1864 \text{ m}}{330,421 \text{ m}^3}$$

$$= 5,1553 \text{ m}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times h \dots\dots\dots(E.99)$$

$$= 955,72 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 5,1553 \text{ m}$$

$$= 50,3062 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = 50,3062 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 151,631 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor keamanan untuk tekanan} = 5\%$$

$$P_{\text{desain}} = (100\% + 5\%) \times (151,631)$$

$$P_{\text{desain}} = 159,212 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,714 \text{ kPa}$$

Tebal shell tangki:

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \dots\dots\dots (E.100) \\ &= \frac{159,212 \text{ kPa} \times 8,2485 \text{ m}}{(2 \times 87.218,714 \text{ kPa} \times 0,8) - (1,2 \times 159,212 \text{ kPa})} \\ &= 0,0094 \text{ m} \\ &= 0,3710 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor korosi} = 1/8 \text{ in/tahun}$$

$$\text{Maka tebal shell yang dibutuhkan} = 0,3710 \text{ in} + 1/8 \text{ in} = 0,4960 \text{ in}$$

Tebal tangki standart yang digunakan 1/2 in (Brownells & Young, 1959)

E.13 Pompa Tangki Air

Fungsi : Memompa air dari tangka air ke Cation Exchanger

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data:

$$\text{Laju alir massa (F)} = 13,70861733 \text{ kg/jam} = 0,0083951 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas Al}_2(\text{SO}_4)_3 (\rho) = 1.363 \text{ kg/m}^3 = 85,093 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Viscositas } (\mu) = 0,000672 \text{ cP} = 0,00067 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \cdot \text{s}$$

Perhitungan:

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volume (Q)} &= \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots (E.33) \\ &= \frac{0,0083951 \text{ lb}_m/\text{s}}{85,093 \text{ lb}_m/\text{ft}^3} \\ &= 0,0000986621 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$D_{opt} = 3,9 (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots(E.34)$$

(Timmerhaus, 2004)

$$= 3,9 (0,0000986621)^{0,45} \cdot (85,093)^{0,13}$$

$$= 0,1094 \text{ in}$$

Dari Appendix E.19 Mc Graww Hill, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 0,1250 in

Schedule number = 40

Diameter dalam (ID) = 0,824 in = 0,0687 ft

Diameter luar (OD) = 1,05 in = 0,0875 ft

Inside sectional area = 0,0004 ft²

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa:

$$V = \frac{Q}{A} \dots\dots\dots(E.35)$$

$$= \frac{0,0000986621 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0004 \text{ ft}^2}$$

$$= 0,2466 \text{ ft/s}$$

Sehingga:

$$NRe = \frac{\rho V D}{\mu} \dots\dots\dots(E.36)$$

$$= \frac{85,093 \text{ lbm/ft}^3 \cdot 0,2466 \text{ ft/s} \cdot 0,0224 \text{ ft}}{0,00067 \text{ lbm/ft}^3\text{s}}$$

$$= 700,1114522$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,000046$ dan $\epsilon/D = 0,001827$

Maka harga $f = 0,76$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$1. \text{ 1 sharp edge enterance } (h_c) = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot gc}\right) \dots\dots\dots(E.37)$$

$$= 0,55 (1-0) \left(\frac{0,2466^2}{2 \cdot 1 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 0,000511423 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$2. \text{ 2 elbow } 90^\circ (h_f) = n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot gc}\right) \dots\dots\dots(E.38)$$

$$= 2 \cdot 0,75 \cdot \left(\frac{0,2466^2}{2 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 0,001394789 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$3. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) = n.Kf.\left(\frac{V^2}{2 \cdot gc}\right) \dots\dots\dots(E.39)$$

$$= 1 \cdot 0,75 \cdot \left(\frac{0,2466^2}{2 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 0,000697394 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$4. \quad \text{Pipa lurus 55 ft } (F_f) = 4.f.\left(\frac{\Delta L \cdot V}{D \cdot 2 \cdot gc}\right) \dots\dots\dots(E.40)$$

$$= 4 \cdot 0,018 \cdot \left(\frac{55 \cdot 0,2466 \text{ ft/s}}{0,0687 \text{ ft} \cdot 2 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 0,045137578 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot gc}\right) \dots\dots\dots(E.41)$$

$$= (1-0) \left(\frac{0,2466^2}{2 \cdot 1 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 0,000929859 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Total friction loss } \Sigma F = 0,048671043 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \dots\dots\dots(E.42)$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta z = 55 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \text{ ft/s}^2}{32,714 \text{ ft/s}^2} \times (55 \text{ ft}) + 0 + 0,1033 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -20,0486710428 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p \dots\dots\dots(E.43)$$

$$W_p = \frac{W_s}{-\eta}$$

$$W_p = \frac{-20,04867}{-0,8}$$

$$W_p = 25,06083880 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p \dots\dots\dots(E.44)$$

$$= 0,00839 \text{ lb}_m/\text{s} \times 25,0608 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,0003825237 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,0004 Hp.

E.14 Penukar Kation [*Cation Exchanger*]

Fungsi : Mengikat senyawa logam yang terdapat dalam air umpan ketel (umpan *boiler*)

Bentuk : Silinder tegak dengan atas dan bawah ellipsoidal

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Data:

Laju alir massa air (F) = 2.221,85 kg/jam = 1,36 lb_m/s

Densitas air (ρ) = 995,72 kg/m³ = 62,16 lb_m/ft³

Direncanakan ¼ volume tangki berisi resin

$$\text{Volume larutan (V}_1) = \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots(\text{E.113})$$

$$= \frac{2.221,85 \text{ kg/jam} \times 1/4}{995,72 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 2,7892 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Faktor kelonggaran = 20%, maka:

Volume tangki = (1,2 x 2,7892 m³/jam) = 3,3470 m³/jam

Diameter dan tebal tangki:

Volume silinder tangki

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_t^2 \cdot H_s}{4} \quad (H_s : D_t = 3 : 2) \dots\dots\dots(\text{E.114})$$

(Brownells & Young, 1959)

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_t^3}{4}$$

$$= 1,1775 D_t^3$$

Volume tutup tangki ellipsoidal (V_h)

$$V_h = \frac{\pi \cdot D_t^3}{24} \dots\dots\dots(\text{E.115})$$

$$= 0,13083 D_t^3 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Volume tangki (V_t)

$$V_t = V_s + V_h \dots \dots \dots (E.116)$$

$$3,3470 = 1,1775 Dt^3 + 0,1308 Dt^3$$

$$= 2,5582 Dt^3$$

$$Dt = 1,3677 \text{ m}$$

Tinggi silinder (H_s)

$$H_s = 3/2 \times Dt \dots \dots \dots (E.117)$$

$$H_s = 3/2 \times 1,3677 \text{ m}$$

$$= 2,0515 \text{ m}$$

Tinggi head (H_h) : ($H_h : D_t = 1 : 4$)

$$H_h = 1/4 \times Dt \dots \dots \dots (E.118)$$

$$H_h = 1/4 \times 1,3677 \text{ m}$$

$$= 0,3419 \text{ m}$$

Tinggi total tangki (H_t):

$$H_t = H_s + (2 \times H_h) \dots \dots \dots (E.119)$$

$$= 2,0515 \text{ m} + (2 \times 0,3419 \text{ m})$$

$$= 2,7354 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam tangki (H_c):

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{V_c \times H_s}{V_s} \dots \dots \dots (E.120)$$

$$= \frac{9,7461 \text{ m}^3/\text{jam} \times 2,0515 \text{ m}}{1,1775 \text{ m}^3/\text{jam}}$$

$$= 1,7095 \text{ m}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times h \dots \dots \dots (E.121)$$

$$= 995,72 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 1,7095 \text{ m}$$

$$= 20018,78913 \text{ Pa}$$

$$= 20,018 \text{ kPa}$$

Tekanan operasi = 1 atm = 101,325 kPa

$$P = (20,018 + 101,325) \text{ kPa} = 121,3437 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = (100\% + 5\%) \times (121,3437)$$

$$P_{\text{desain}} = 127,4109 \text{ kPa}$$

Joint efficiency = 0,8

(Brownells & Young, 1959)

Allowable stress = 12.650 psia = 87.218,714 kPa

Tebal shell tangki:

$$\begin{aligned}
 t &= \\
 &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \dots\dots\dots(E.122) \\
 &= \frac{127,4109 \text{ kPa} \times 1,3677 \text{ m}}{(2 \times 87,218,714 \text{ kPa} \times 0,8) - (1,2 \times 127,4109 \text{ kPa})} \\
 &= 0,00125 \text{ m} \\
 &= 0,0492 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal shell yang dibutuhkan = 0,0492 in + 1/8 in = 0,1742 in

Tebal tangki standart yang digunakan 3/16 in (Brownells & Young, 1959)

$$\begin{aligned}
 \text{Volume resin} &= \frac{\frac{1}{4} \times 7.763,497 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{995,72 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\
 &= 0,56 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

E.15 Pompa Penukar Kation (Cation Exchanger)

Fungsi : Memompa air dari kation *exchanger* ke anion *exchanger*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data:

Laju alir massa air (F) = 2.221,85 kg/jam = 1,36 lb_m/s

Densitas air (ρ) = 995,72 kg/m³ = 62,16 lb_m/ft³

Viscositas (μ) = 0,8007 cP = 0,0005 lb_m/ft³.s

Perhitungan:

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir volume (Q)} &= \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots(E.131) \\
 &= \frac{1,36 \text{ lb}_m/\text{s}}{62,16 \text{ lb}_m/\text{ft}^3} \\
 &= 0,02188 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$3. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) = n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c} \right) \dots \dots \dots (E.137)$$

$$= 1 \cdot 0,75 \cdot \left(\frac{2,104^2}{2 \cdot 32,714} \right)$$

$$= 0,050779 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$4. \quad \text{Pipa lurus 20 ft } (F_f) = 4 \cdot f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V^2}{D \cdot 2 \cdot g_c} \right) \dots \dots \dots (E.138)$$

$$= 4 \cdot 0,0045 \cdot \left(\frac{20 \cdot 2,104 \text{ ft/s}}{0,0874 \text{ ft} \cdot 2 \cdot 32,714} \right)$$

$$= 0,11509 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c} \right) \dots \dots \dots (E.139)$$

$$= (1-0) \left(\frac{2,104^2}{2 \cdot 1 \cdot 32,714} \right)$$

$$= 0,0677061 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Total friction loss } \Sigma F = 0,372375 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \dots \dots \dots (E.140)$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \text{ ft/s}^2}{32,714 \text{ ft/s}^2} \times (62,16 \text{ ft}) + 0 + 0,372375 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -20,3723758472 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p \dots \dots \dots (E.141)$$

$$W_p = \frac{W_s}{-\eta}$$

$$W_p = \frac{-20,3723}{-0,8}$$

$$W_p = 25,46546981 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p \dots \dots \dots (E.142)$$

$$= 4,7543 \text{ lb}_m/\text{s} \times 25,46546981 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,0629 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,0629 Hp

E.16 Tangki Pelarutan H₂SO₄

Fungsi : Tempat membuat larutan asam sulfat (H₂SO₄)

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Data:

Lajumassa H₂SO₄ = 0,75899 kg/jam

$$= 0,0952 \text{ lb}_m/\text{s}$$

Densitas H₂SO₄50 % = 1387 kg/m³

$$= 22217,61 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Volume larutan (V}_1) = \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots(\text{E.123})$$

$$= \frac{0,75899 \text{ kg/jam} \times 24 \times 30}{0,5 \times 1.387 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,7880 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Faktor kelonggaran = 20%, maka:

$$\text{Volume tangki} = (1,2 \times 0,7880 \text{ m}^3/\text{jam}) = 0,9456 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Diameter dan tebal tangki:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4} \dots\dots\dots(\text{E.124})$$

(Brownells & Young, 1959)

Dimana:

V_s = Volume silinder (ft³)

D_i = Diameter dalam silinder (ft)

H_s = Tinggi tangki silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangka dengan diameter tangka

$$H_s : D_i = 3 : 2$$

Maka:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3/2 D_i)}{4} \dots\dots\dots(E.125)$$

$$224,5727 \text{ m}^3 = \frac{\pi \cdot (3/2 D_i^3)}{4}$$

$$224,5727 \text{ m}^3 = \frac{\pi \cdot (3/2 D_i^3)}{4}$$

$$1.796,58 \text{ m}^3 = \pi \cdot (3 D_i^3)$$

$$190,72 \text{ m}^3 = D_i^3$$

$$D_i = 0,9294 \text{ m}$$

$$= 17,976 \text{ ft}$$

$$H_s = 1,3942 \text{ m}$$

$$= 26,9645 \text{ ft}$$

Tinggi cairan dalam tangki:

$$\text{Tinggi cairan dalam tangka} = \frac{\text{volume cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \dots\dots\dots(E.126)$$

$$= \frac{0,7880 \text{ m}^3 \cdot 1,3942 \text{ m}}{0,9456^3}$$

$$= 1,1618 \text{ m}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times h \dots\dots\dots(E.127)$$

$$= 1.387 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 1,1618 \text{ m}$$

$$= 18,951480 \text{ kPa}$$

Tekanan operasi = 1 atm = 101,325 kPa

$$P = (18,951480 + 101,325) \text{ kPa} = 120,2764 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = (100\% + 5\%) \times (120,2764)$$

$$P_{\text{desain}} = 126,290 \text{ kPa}$$

Joint efficiency = 0,8

(Brownells & Young, 1959)

Allowable stress = 12.650 psia = 87.218,714 kPa

Tebal shell tangki:

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \dots\dots\dots(E.128)$$

$$= \frac{126,290 \text{ kPa} \times 0,9294 \text{ m}}{(2 \times 87.218,714 \text{ kPa} \times 0,8) - (1,2 \times 126,290 \text{ kPa})}$$

$$= 0,0088 \text{ m}$$

$$= 0,3315 \text{ in}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal shell yang dibutuhkan = 0,3315 in + 1/8 in = 0,1581 in

Tebal tangki standart yang digunakan 3/16 in (Brownells & Young, 1959)

Daya Pengaduk:

Tipe pengaduk : *Flat six turbin imp*

Jumlah *baffle* : 4 buah

Da/Dt = 1/3 ; Da = (1/3 x 0,9294) m = 0,30983 m

E/Da = 1 ; E = (1 x 0,30983) m = 0,30983 m

L/Da = 1/4 ; L = (1/4 x 0,30983) m = 0,23237 m

W/Da = 1/5 ; W = (1/5 x 0,30983) m = 0,18590 m

J/Dt = 1/12 ; J = (1/12 x 0,9294) m = 0,07746 m

Dimana:

Dt = diameter tangki

Da = diameter impeller

E = tinggi turbin dari dasar tangki

L = panjang blade pada turbin

W = lebar blade pada turbin

J = lebar blade

Kecepatan pengaduk N = 1 rps

Viskositas H₂SO₄50% = 0,51999 cP

= 0,000349 lbm/ft.s (Othmer, 1967)

Bilangan Reynold:

$$Nre = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu} \dots\dots\dots(E.129)$$

$$= \frac{86,5879 \text{ lbm/ft}^3 \times 1 \times 0,30983^2}{0,00035 \text{ lbm/ft}^3\text{s}}$$

$$= 214.095,857$$

NRe > 10.000 maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

Kr = 6,3 (McCabe, 1999)

$$P = \frac{Kr \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{gc} \dots\dots\dots(E.130)$$

(McCabe, 1999)

$$= \frac{(6,3) \times 1^3 \times 2,0400^5 \times (86,5879)}{32,724 \times 550}$$

$$P = 0,000088 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor penggerak} = 80\%$$

$$\begin{aligned} \text{Daya motor penggerak} &= \frac{0,000088 \text{ Hp}}{0,8} \\ &= 0,00011 \text{ Hp} \end{aligned}$$

E.17 Penukar Anion (*Anion Exchanger*)

Fungsi : Mengikat senyawa logam yang terdapat dalam air umpan ketel (umpan boiler)

Bentuk : Silinder tegak dengan atas dan bawah elipsoidal

Bahan Kontruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

Jumlah : 1 Unit

Data :

$$\text{Laju alir massa air (F)} = 2.221,85 \text{ kg/jam} = 1,36 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,72 \text{ kg/m}^3 = 62,16 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

Direncanakan $\frac{1}{4}$ volume tangki berisi resin

$$\begin{aligned} \text{Volumelarutan } (V_1) &= \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Densitas}} \dots \dots \dots \text{(E.113)} \\ &= \frac{2.221,85 \text{ kg/jam} \times 1/4}{995,72 \text{ kg/m}^3} \\ &= 2,7892 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Faktor kelonggaran = 20%, maka:

$$\text{Volume tangki} = (1,2 \times 2,7892 \text{ m}^3/\text{jam}) = 3,3470 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Diameter dan tebal tangki:

Volume silinder tangki

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_t^2 \cdot H_s}{4} \quad (H_s : D_t = 3 : 2) \dots \dots \dots \text{(E.114)}$$

(Brownells & Young, 1959)

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{\pi \cdot D_t^3}{4} \\ &= 1,1775 D_t^3 \end{aligned}$$

Volume tutup tangki elipsoidal (V_h)

$$V_h = \frac{\pi \cdot D_t^3}{24} \dots \dots \dots (E.115)$$

$$= 0,13083 D_t^3 \quad \text{(Brownells \& Young, 1959)}$$

Volume tangki (V_t)

$$V_t = V_s + V_h \dots \dots \dots (E.116)$$

$$3,3470 = 1,1775 D_t^3 + 0,1308 D_t^3$$

$$= 2,5582 D_t^3$$

$$D_t = 1,3677 \text{ m}$$

Tinggi silinder (H_s)

$$H_s = 3/2 \times D_t \dots \dots \dots (E.117)$$

$$H_s = 3/2 \times 1,3677 \text{ m}$$

$$= 2,0515 \text{ m}$$

Tinggi head (H_h) : ($H_h : D_t = 1 : 4$)

$$H_h = 1/4 \times D_t \dots \dots \dots (E.118)$$

$$H_h = 1/4 \times 1,3677 \text{ m}$$

$$= 0,3419 \text{ m}$$

Tinggi total tangki (H_t):

$$H_t = H_s + (2 \times H_h) \dots \dots \dots (E.119)$$

$$= 2,0515 \text{ m} + (2 \times 0,3419 \text{ m})$$

$$= 2,7354 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam tangki (H_c):

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{V_c \times H_s}{V_s} \dots \dots \dots (E.120)$$

$$= \frac{9,7461 \text{ m}^3/\text{jam} \times 2,0515 \text{ m}}{1,1775 \text{ m}^3/\text{jam}}$$

$$= 1,7095 \text{ m}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times h \dots \dots \dots (E.121)$$

$$= 995,72 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 1,7095 \text{ m}$$

$$= 20018,78913 \text{ Pa}$$

$$= 20,018 \text{ kPa}$$

Tekanan operasi = 1 atm = 101,325 kPa

$$P = (20,018 + 101,325) \text{ kPa} = 121,3437 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = (100\% + 5\%) \times (121,3437)$$

$$P_{\text{desain}} = 127,4109 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,714 \text{ kPa}$$

Tebal shell tangki:

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \dots\dots\dots(\text{E.122})$$

$$= \frac{127,4109 \text{ kPa} \times 1,3677 \text{ m}}{(2 \times 87.218,714 \text{ kPa} \times 0,8) - (1,2 \times 127,4109 \text{ kPa})}$$

$$= 0,00125 \text{ m}$$

$$= 0,0492 \text{ in}$$

$$\text{Faktor korosi} = 1/8 \text{ in/tahun}$$

$$\text{Maka tebal shell yang dibutuhkan} = 0,0492 \text{ in} + 1/8 \text{ in} = 0,1742 \text{ in}$$

$$\text{Tebal tangki standart yang digunakan} = 3/16 \text{ in} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Volume resin} = \frac{\frac{1}{4} \times 7.763,497 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{995,72 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 0,56 \text{ m}^3$$

E.18 Tangki Pelarutan NaOH

Fungsi : Tempat membuat larutan natrium hidroksida (NaOH)

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan Kontruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

Jumlah : 1 Unit

Data :

$$\text{Laju alir massa NaOH} = 10,5930 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas air} = 995,72 \text{ kg/m}^3 = 69,2279 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Densitas NaOH 30\%} = 1,518 \text{ g/l} = 94,76 \text{ lbm/ft}$$

Volume tangki

$$\text{Volume bahan, } V_1 = \frac{10,5930 \text{ kg/jam} \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}}{0,5 \times 1.5181 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 10,0487 \text{ m}^3$$

$$\text{Over design} = 20\% \quad (\text{Peter and Timmerhaus, 1991 hal 37})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki, } V_t &= (100+20)\% \times V_{\text{bahan}} \dots\dots\dots(\text{E.152}) \\
 &= (100+20)\% \times 10,0487 \text{ m}^3 \\
 &= 12,0585 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Diameter dan tebal tangki

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4} \dots\dots\dots(\text{E.153})$$

(Brownells & Young, 1959)

Dimana:

V_s = Volume silinder (m^3)

D_i = Diameter dalam silinder (ft)

H_s = Tinggi tangki silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki

$H_s : D_i = 3 : 2$

Maka:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot \left(\frac{3}{2}D_i\right)}{4} \dots\dots\dots(\text{E.154})$$

$$12,0585 = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3D_i)}{8}$$

$$D_i = 2,1716 \text{ m}$$

$$H_s = 3,2574 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam tangki:

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{\text{Volume cairan} \times \text{Tinggi Silinder}}{\text{Volume Silinder}} \dots\dots\dots(\text{E.155})$$

$$= \frac{12,0585 \text{ m}^3 \times 3,2574 \text{ m}}{10,0487 \text{ m}^3}$$

$$= 2,7145 \text{ m}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times h \dots\dots\dots(\text{E.156})$$

$$= 1.518 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 2,7145 \text{ m}$$

$$= 48,4581 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = (48,4581 + 101,325) \text{ kPa} = 149,7831 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor keamanan untuk tekanan} = 5\%$$

$$P_{\text{desain}} = (1,05 \times 149,7831 \text{ kPa}) = 157,2723 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,68 \text{ kPa}$$

Tebal *shell* tangki:

$$\begin{aligned} T &= \frac{P \times D}{(2SE) - (1,2P)} \dots\dots\dots(E.157) \\ &= \frac{157,2723 \text{ kPa} \times 5,9386 \text{ m}}{(2 \times 87.218,68 \times 0,8) - (1,2 \times 157,2723 \text{ kPa})} \\ &= 0,0964 \text{ in} \end{aligned}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal shell yang dibutuhkan = 0,0964 in + 1/8 in = 0,2214 in

Tebal tangki standart yang digunakan 1/4 in (Brownells & Young, 1959)

Daya Pengaduk:

Tipe pengaduk : *Flat six turbin imp*

Jumlah *baffle* : 4 buah

$$Da/Dt = 1/3 ; Da = (1/3 \times 2,1716 \text{ m}) = 0,72386 \text{ m}$$

$$E/Da = 1 ; E = (1 \times 0,7238 \text{ m}) = 0,72386 \text{ m}$$

$$L/Da = 1/4 ; L = (1/4 \times 0,7238 \text{ m}) = 0,18097 \text{ m}$$

$$W/Da = 1/5 ; W = (1/5 \times 0,7238 \text{ m}) = 0,14477 \text{ m}$$

$$J/Dt = 1/12 ; J = (1/12 \times 2,1716 \text{ m}) = 0,18097 \text{ m}$$

Dimana:

Dt = diameter tangki

Da = diameter *impeller*

E = tinggi turbin dari dasar tangki

L = panjang *blade* pada turbin

W = lebar *blade* pada turbin

J = lebar *blade*

Kecepatan pengaduk N = 2 rps

Viskositas NaOH 50% = 0,00034942 lbm/ft.s (Othmer, 1967)

Bilangan Reynold:

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu} \dots\dots\dots(E.158) \\ &= \frac{(251,8041) \times (2) \times (1,9795)^2}{0,00034942} \\ &= 1278969,507 \end{aligned}$$

$NR_e > 10.000$ maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

$$Kr = 6,3 \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$P = \frac{Kr \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{gc} \dots\dots\dots (E.159)$$

(McCabe, 1999)

$$= \frac{(6,3) \times (1)^3 \times (1,9795)^5 \times (95,2214)}{(32,174) \times (550)}$$

$$= 0,006705134 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor penggerak} = 80\%$$

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{1,0082}{0,8} = 0,00838 \text{ Hp}$$

E.19 Pompa Penukar Anion (*Anion Exchanger*)

Fungsi : Memompa air dari anion *exchanger* ke *deaerator*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data:

$$\text{Laju alir massa air (F)} = 2.221,85 \text{ kg/jam} = 1,36 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,72 \text{ kg/m}^3 = 62,16 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Viscositas } (\mu) = 0,8007 \text{ cP} = 0,0005 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \cdot \text{s}$$

Perhitungan:

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots (E.131)$$

$$= \frac{1,36 \text{ lb}_m/\text{s}}{62,16 \text{ lb}_m/\text{ft}^3}$$

$$= 0,02188 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$D_{opt} = 3,9 (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots (E.132)$$

(Timmerhaus, 2004)

$$= 3,9 (0,02188)^{0,45} \cdot (62,16)^{0,13}$$

$$= 1,1948 \text{ in}$$

Dari Appendix A.5-1 Mc Graww Hill, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\text{Ukuran nominal} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 1,61 \text{ in} = 0,1476 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 1,9 \text{ in}$$

$$\text{Inside sectional area} = 0,0104 \text{ ft}^2$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa:

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \dots \dots \dots (E.133) \\ &= \frac{0,02188 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0104 \text{ ft}^2} \\ &= 2,104 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} NRe &= \frac{\rho V D}{\mu} \dots \dots \dots (E.134) \\ &= \frac{62,16 \text{ lbm/ft}^3 \cdot 2,104 \text{ ft/s} \cdot 0,1476 \text{ ft}}{0,0005 \text{ lbm/ft}^3\text{s}} \\ &= 35.105,053 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,000046$ dan $\varepsilon/D = 0,00040245$

Maka harga $f = 0,0045$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$\begin{aligned} 1. \quad 1 \text{ sharp edge entrance } (h_c) &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot gc}\right) \dots \dots \dots (E.135) \\ &= 0,55 (1-0) \left(\frac{2,104^2}{2 \cdot 1 \cdot 32,714}\right) \\ &= 0,03724 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2. \quad 2 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot gc}\right) \dots \dots \dots (E.136) \\ &= 2 \cdot 0,75 \cdot \left(\frac{2,104^2}{2 \cdot 32,714}\right) \\ &= 0,10156 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 3. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot gc}\right) \dots \dots \dots (E.137) \\ &= 1 \cdot 0,75 \cdot \left(\frac{2,104^2}{2 \cdot 32,714}\right) \\ &= 0,050779 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 4. \quad \text{Pipa lurus } 20 \text{ ft } (F_f) &= 4 \cdot f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V^2}{D \cdot 2 \cdot gc}\right) \dots \dots \dots (E.138) \\ &= 4 \cdot 0,0045 \cdot \left(\frac{20 \cdot 2,104 \text{ ft/s}}{0,0874 \text{ ft} \cdot 2 \cdot 32,714}\right) \\ &= 0,11509 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right) \dots \dots \dots (E.139) \\
&= (1-0) \left(\frac{2,104^2}{2 \cdot 1 \cdot 32,714}\right) \\
&= 0,0677061 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
\text{Total friction loss } \Sigma F &= 0,372375 \text{ ft.lbf/lb}_m
\end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \dots \dots \dots (E.140)$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \text{ ft/s}^2}{32,714 \text{ ft/s}^2} \times (62,16 \text{ ft}) + 0 + 0,372375 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -20,3723758472 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p \dots \dots \dots (E.141)$$

$$W_p = \frac{W_s}{-\eta}$$

$$W_p = \frac{-20,3723}{-0,8}$$

$$W_p = 25,46546981 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p \dots \dots \dots (E.142)$$

$$= 4,7543 \text{ lb}_m/\text{s} \times 25,46546981 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,0629 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,0629 Hp

E.20 Deaerator

Fungsi : Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air umpan ketel (umpan boiler)

Bentuk : Silinder horizontal dengan alas dan tutup elipsoidal

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

Jumlah : 1 unit

Data :

Laju alir massa air (F) = 2.221,85 kg/jam = 1,36 lb_m/s

Densitas air (ρ) = 995,72 kg/m³ = 62,16 lb_m/ft³

Direncanakan ¼ volume tangki berisi resin

$$\begin{aligned} \text{Volumelarutan (V}_1\text{)} &= \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots(\text{E.113}) \\ &= \frac{2.221,85 \text{ kg/jam} \times 1/4}{995,72 \text{ kg/m}^3} \\ &= 2,7892 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Faktor kelonggaran = 20%, maka:

Volume tangki = (1,2 x 2,7892 m³/jam) = 3,3470 m³/jam

Diameter dan tebal tangki:

Volume silinder tangki

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_t^2 \cdot H_s}{4} \quad (H_s : D_t = 3 : 2) \dots\dots\dots(\text{E.114})$$

(Brownells & Young, 1959)

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{\pi \cdot D_t^3}{4} \\ &= 1,1775 D_t^3 \end{aligned}$$

Volume tutup tangki ellipsoidal (V_h)

$$\begin{aligned} V_h &= \frac{\pi \cdot D_t^3}{24} \dots\dots\dots(\text{E.115}) \\ &= 0,13083 D_t^3 \end{aligned}$$

(Brownells & Young, 1959)

Volume tangki (V_t)

$$V_t = V_s + V_h \dots\dots\dots(\text{E.116})$$

$$\begin{aligned} 3,3470 &= 1,1775 D_t^3 + 0,1308 D_t^3 \\ &= 2,5582 D_t^3 \end{aligned}$$

$$D_t = 1,3677 \text{ m}$$

Tinggi silinder (H_s)

$$H_s = 3/2 \times D_t \dots\dots\dots(\text{E.117})$$

$$\begin{aligned} H_s &= 3/2 \times 1,3677 \text{ m} \\ &= 2,0515 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi head (H_h) : ($H_h : D_t = 1 : 4$)

$$H_h = \frac{1}{4} \times D_t \dots\dots\dots(E.118)$$

$$H_h = \frac{1}{4} \times 1,3677 \text{ m}$$

$$= 0,3419 \text{ m}$$

Tinggi total tangki (H_t):

$$H_t = H_s + (2 \times H_h) \dots\dots\dots(E.119)$$

$$= 2,0515 \text{ m} + (2 \times 0,3419 \text{ m})$$

$$= 2,7354 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam tangki (H_c):

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{V_c \times H_s}{V_s} \dots\dots\dots(E.120)$$

$$= \frac{9,7461 \text{ m}^3/\text{jam} \times 2,0515 \text{ m}}{1,1775 \text{ m}^3/\text{jam}}$$

$$= 1,7095 \text{ m}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times h \dots\dots\dots(E.121)$$

$$= 995,72 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 1,7095 \text{ m}$$

$$= 20018,78913 \text{ Pa}$$

$$= 20,018 \text{ kPa}$$

Tekanan operasi = 1 atm = 101,325 kPa

$$P = (20,018 + 101,325) \text{ kPa} = 121,3437 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = (100\% + 5\%) \times (121,3437)$$

$$P_{\text{desain}} = 127,4109 \text{ kPa}$$

Joint efficiency = 0,8

(Brownells & Young, 1959)

Allowable stress = 12.650 psia = 87.218,714 kPa

Tebal shell tangki:

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} \dots\dots\dots(E.122)$$

$$= \frac{127,4109 \text{ kPa} \times 1,3677 \text{ m}}{(2 \times 87,218,714 \text{ kPa} \times 0,8) - (1,2 \times 127,4109 \text{ kPa})}$$

$$= 0,00125 \text{ m}$$

$$= 0,0492 \text{ in}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal shell yang dibutuhkan = 0,0492 in + 1/8 in = 0,1742 in

Tebal tangki standart yang digunakan 3/16 in (Brownells & Young, 1959)

$$\begin{aligned}\text{Volume resin} &= \frac{\frac{1}{4} \times 7.763,497 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{995,72 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 0,56 \text{ m}^3\end{aligned}$$

E.21 Pompa Deaerator

Fungsi : Memompa air dari anion *deaeratorke boiler*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data:

Laju alir massa air (F) = 2.221,85 kg/jam = 1,36 lb_m/s

Densitas air (ρ) = 995,72 kg/m³ = 62,16 lb_m/ft³

Viscositas (μ) = 0,8007 cP = 0,0005 lb_m/ft³.s

Perhitungan:

$$\begin{aligned}\text{Laju alir volume (Q)} &= \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots (E.131) \\ &= \frac{1,36 \text{ lb}_m/\text{s}}{62,16 \text{ lb}_m/\text{ft}^3} \\ &= 0,02188 \text{ ft}^3/\text{s}\end{aligned}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$\begin{aligned}D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots (E.132) \\ &\hspace{15em} (\text{Timmerhaus, 2004}) \\ &= 3,9 (0,02188)^{0,45} \cdot (62,16)^{0,13} \\ &= 1,1948 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari Appendix A.5-1 Mc Graww Hill, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 1 in

Schedule number = 40

Diameter dalam (ID) = 1,61 in = 0,1476 ft

Diameter luar (OD) = 1,9 in

$$\text{Inside sectional area} = 0,0104 \text{ ft}^2$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa:

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \dots \dots \dots (E.133) \\ &= \frac{0,02188 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0104 \text{ ft}^2} \\ &= 2,104 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} NRe &= \frac{\rho V D}{\mu} \dots \dots \dots (E.134) \\ &= \frac{62,16 \text{ lbm/ft}^3 \cdot 2,104 \text{ ft/s} \cdot 0,1476 \text{ ft}}{0,0005 \text{ lbm/ft}^3\text{s}} \\ &= 35.105,053 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,000046$ dan $\varepsilon/D = 0,00040245$

Maka harga $f = 0,0045$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$\begin{aligned} 1. \quad 1 \text{ sharp edge entrance } (h_c) &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot gc}\right) \dots \dots \dots (E.135) \\ &= 0,55 (1-0) \left(\frac{2,104^2}{2 \cdot 1 \cdot 32,714}\right) \\ &= 0,03724 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2. \quad 2 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot gc}\right) \dots \dots \dots (E.136) \\ &= 2 \cdot 0,75 \cdot \left(\frac{2,104^2}{2 \cdot 32,714}\right) \\ &= 0,10156 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 3. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot gc}\right) \dots \dots \dots (E.137) \\ &= 1 \cdot 0,75 \cdot \left(\frac{2,104^2}{2 \cdot 32,714}\right) \\ &= 0,050779 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 4. \quad \text{Pipa lurus } 20 \text{ ft } (F_f) &= 4 \cdot f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V^2}{D \cdot 2 \cdot gc}\right) \dots \dots \dots (E.138) \\ &= 4 \cdot 0,0045 \cdot \left(\frac{20 \cdot 2,104 \text{ ft/s}}{0,0874 \text{ ft} \cdot 2 \cdot 32,714}\right) \\ &= 0,11509 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot gc}\right) \dots \dots \dots (E.139)$$

$$= (1-0) \left(\frac{2,104^2}{2 \cdot 1 \cdot 32,714} \right)$$

$$= 0,0677061 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Total friction loss } \Sigma F = 0,372375 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \dots\dots\dots(E.140)$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \text{ ft/s}^2}{32,714 \text{ ft/s}^2} \times (62,16 \text{ ft}) + 0 + 0,372375 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -20,3723758472 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p \dots\dots\dots(E.141)$$

$$W_p = \frac{W_s}{-\eta}$$

$$W_p = \frac{-20,3723}{-0,8}$$

$$W_p = 25,46546981 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p \dots\dots\dots(E.142)$$

$$= 4,7543 \text{ lb}_m/\text{s} \times 25,46546981 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,0629 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,0629 Hp

E.22 Boiler

Fungsi : Menyediakan uap untuk keperluan proses

Jenis : Ketel pipa air (*water tube boiler*)

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Kondisi operasi :

Uap yang digunakan bersuhu 400°C dari *steam table, Reklaitis*, diperoleh kalor laten steam 992,6010 Btu/lbm.

$$\text{Laju alir massa (F)} = 9.257,69 \text{ kg/jam} = 20.409,70 \text{ lb}_m/\text{jam}$$

Perhitungan:

$$W = \frac{34,5 \times P \times 970,3}{H} \dots\dots\dots(E.192)$$

Dimana:

P : Daya boiler, hp

W : Kebutuhan uap, lb_m/jam

H : Kalor laten steam, Btu/lbm

Maka,

$$P = \frac{20409,70 \text{ lb}_m/\text{jam} \times 1181,8153 \text{ Btu/lbm}}{34,5 \times 970,3}$$

$$= 720,54 \text{ Hp}$$

Menghitung jumlah tube

Luas permukaan perpindahan panas,

$$A = P \times 10 \text{ ft}^2/\text{hp} \dots\dots\dots(E.193)$$

$$= 720,54 \text{ Hp} \times 10 \text{ ft}^2/\text{Hp}$$

$$= 7205,45 \text{ ft}^2$$

Direncanakan menggunakan tube dengan spesifikasi:

Panjang tube, L = 30 ft

Diameter tube = 3 in

Luas permukaan pipa, a' = 0,917 ft²/ft (Kern, 1965)

Sehingga jumlah tube,

$$N = \frac{A}{L \times a'} \dots\dots\dots(E.194)$$

$$= \frac{7205,45 \text{ ft}^2}{(30 \text{ ft}) \times (0,917 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}})}$$

$$= 261,92$$

E.23 Menara Air Pendingin (Water Cooling Tower)

Fungsi : Menurunkan temperatur air pendingin bekas dari temperatur 90°C menjadi 60°C

Jenis : Mechanical draft cooling tower

Bahan Kontruksi : Carbon steel SA-283 grade C

Jumlah : 1 unit

Data

Temperatur air masuk, $T_2 = 90^\circ\text{C} = 194^\circ\text{F}$

Temperatur keluar, $T_1 = 27^\circ\text{C} = 80,6^\circ\text{F}$

Temperatur bola basah $T_w = 75^\circ\text{F}$

(Perry, 1997)

Konstanta air = 1,375 gpm/ft²

(Perry, 1997)

Laju massa air pendingin = 22.014,81 kg/jam

= 48.534,29 lbm/jam

Densitas air (ρ) = 995,72 kg/m³

(Perry, 1997)

Laju volumetrik air pendingin = $\frac{22.014,81 \text{ kg/jam}}{995,72 \text{ kg/m}^3}$

= 22,11 m³/jam

= 97,33 gpm

Luas Menara = $\frac{97,33 \text{ gpm}}{1,375 \text{ gpm/ft}^2}$

= 70,78 ft²

Daya untuk standar *tower performance* 90% = 0,031 hp/ft² (Fig12-15,Perry, 997)

Daya untuk *fan* = 0,031 hp/ft² x 75,6 ft² = 2,3 Hp Dipakai *fan* dengan daya 2 Hp

Kecepatan rata-rata udara masuk = 4 – 6 ft/s (Perry,1997)

Kapasitas *fan* dipakai = 3,2 x 10⁵ft³/s (Perry,1997)

Pada temperatur bola basah 75°F, densitas udara = 0,073 lb/ft³ (Kern, 1965)

$L = \frac{48.534,29 \text{ lbm/jam}}{70,78 \text{ ft}^2} = 685,68 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$

G(Kec. udara masuk) = 6 ft/s x 0,073 lb/ft³

= 0,438 lb/ft²s

= 1.576,8 lb/ft² jam

$L/G = \frac{676,70 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}}{1.576,8 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}} = 0,4291$

Pada temperatur bola basah 75°F, diperoleh H1 = 34,09 Btu/lb (Perry, 1997)

$$\begin{aligned}
 H_2 &= H_1 + \frac{L}{G} (T_2 - T_1) \dots\dots\dots(E.195) \\
 &= 34,09 \text{ Btu/lb} + 0,4291 \times (194-80,6)^\circ\text{F} \\
 &= 82,40 \text{ Btu/lb udara kering}
 \end{aligned}$$

Dari gambar 17.12 Kern. 1965 diperoleh:

$$\begin{aligned}
 \text{Pada temperatur air masuk } T_2 &= 194^\circ\text{F}, & H_2 &= 160,7 \text{ Btu/lb} \\
 \text{Pada temperatur air keluar, } T_1 &= 80,6^\circ\text{F}, & H_2 &= 43,3 \text{ Btu/lb}
 \end{aligned}$$

Log Mean Enthalpy Difference:

$$\text{Bagian atas menara : } H_2' - H_2 = 160,7 - 82,7573 = 77,9426 \text{ Btu/lb Bagian}$$

$$\text{Bagian bawah menara : } H_1' - H_1 = 43,3 - 34,09 = 9,21 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Log mean } (H' - H) = \frac{77,9426 - 9,21}{\ln \frac{77,9426}{9,21}} = 32,0413 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Tinggi tower, } Z = \frac{nd \times L}{K \times a} \dots\dots\dots(E.196)$$

$$\text{HDU} = \frac{Z}{nd}$$

Dimana:

L = Liquid loading (lb/ft² jam)

$K \times a$ = Koefisien perpindahan panas overall (lb/ft² jam (lb/lb))

Z = Tinggi tower (ft)

HDU = *Height Diffusion Unit* (ft)

$$nd = \frac{K}{a \times V/L} = \frac{dT}{H' - H} = \frac{(194-80,6)}{32,0081} = 3,5391$$

Untuk industri digunakan harga $K \times a$ = 100 lb/ft³ jam (lb/lb)

$$\text{Tinggi Tower, } Z = \frac{nd \times L}{K \times a} = \frac{3,5196 \times 676,7079}{100} = 24,2675 \text{ ft} = 7,761 \text{ m}$$

$$\text{HDU} = \frac{Z}{nd} = \frac{23,8177 \text{ ft}}{3,5196} = 6,856 \text{ ft} = 2,1612 \text{ m}$$

E.24 Pompa WCT

Fungsi : Memompa air dari menara air pendingin ke unit proses

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 standby)

Bahan konstruksi : Commercial steel

Data :

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa (F)} &= 22.014,81 \text{ kg/jam} = 13,48 \text{ lbm/s} \\ \text{Densitas air } (\rho) &= 995,72 \text{ kg/jam} = 62,1608 \text{ lbm/ft}^3 \\ \text{Viscositas } (\mu) &= 0,8007 \text{ cP} \end{aligned}$$

Perhitungan:

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volume (Q)} &= \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots(\text{E.197}) \\ &= \frac{22.014,81 \text{ lbm/s}}{62,1608 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 0,21 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots(\text{E.198}) \\ & \hspace{15em} (\text{Timmerhaus, 2004}) \\ &= 3,9 (0,2)^{0,45} \cdot (62,16)^{0,13} \\ &= 3,353 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix E.19 Mc Graww Hill, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\begin{aligned} \text{Ukuran nominal} &= 1 \text{ in} \\ \text{Schedule number} &= 80 \\ \text{Diameter dalam (ID)} &= 2,067 \text{ in} = 0,1722 \text{ ft} \\ \text{Diameter luar (OD)} &= 2,375 \text{ in} \\ \text{Inside sectional area} &= 0,0233 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa:

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \dots\dots\dots(\text{E.199}) \\ &= \frac{0,21 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0233 \text{ ft}^2} \\ &= 9,308 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} NRe &= \frac{\rho V D}{\mu} \dots\dots\dots(\text{E.200}) \\ &= \frac{62,1608 \text{ lbm/ft}^3 \cdot 9,308 \text{ ft/s} \cdot 0,0874 \text{ ft}}{0,00060 \text{ lbm/ft}^3\text{s}} \\ &= 203,104 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,000046$ dan $\varepsilon/D = 0,00172932$

Maka harga $f = 0,76$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$1. \quad 1 \text{ sharp edge entrance } (h_c) = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot gc}\right) \dots \dots \dots (E.201)$$

$$= 0,55 (1-0) \left(\frac{9,308^2}{2 \cdot 1 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 0,72835 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$2. \quad 2 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) = n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot gc}\right) \dots \dots \dots (E.202)$$

$$= 2 \cdot 0,75 \cdot \left(\frac{9,308^2}{2 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 1,9864 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$3. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) = n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot gc}\right) \dots \dots \dots (E.203)$$

$$= 1 \cdot 0,75 \cdot \left(\frac{9,308^2}{2 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 0,9932 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$4. \quad \text{Pipa lurus } 98,42 \text{ ft } (F_f) = 4 \cdot f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V^2}{D \cdot 2 \cdot gc}\right) \dots \dots \dots (E.204)$$

$$= 4 \cdot 0,008 \cdot \left(\frac{20 \cdot 9,308 \text{ ft/s}}{0,4176 \text{ ft} \cdot 2 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 0,495585219 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot gc}\right) \dots \dots \dots (E.205)$$

$$= (1-0) \left(\frac{9,308^2}{2 \cdot 1 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 1,3242852 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Total friction loss } \Sigma F = 5,52786 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \dots \dots \dots (E.206)$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta z = 55 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \text{ ft/s}^2}{32,714 \text{ ft/s}^2} \times (20 \text{ ft}) + 0 + 5,52786 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -35,52786 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p \dots\dots\dots(E.207)$$

$$W_p = \frac{W_s}{\eta}$$

$$W_p = \frac{-35,52786}{-0,8}$$

$$W_p = 44,4098 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p \dots\dots\dots(E.208)$$

$$= 14,210 \text{ lb}_m/\text{s} \times 199,0863 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 1,088 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 1,088 Hp

E.25 Tangki Penampungan Air Domestik

Fungsi : Menampung air dari menara air untuk keperluan air domestik

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

Jumlah : 1 unit

Volume tangki:

$$\text{Laju massa air} = 960,9012 \text{ kg/jam} = 0,5884 \text{ lbm/s}$$

$$\text{Densitas air} = 996 \text{ kg/m}^3 = 62,16 \text{ lbm/ft}^3$$

Tangki dirancang untuk kebutuhan selama 1 hari

$$\text{Volume bahan, } V_1 = \frac{960,9012 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 1 \text{ hari}}{996 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 23,1607 \text{ m}^3$$

$$\text{Over design} = 20\% \quad (\text{Peter and Timmerhaus, 1991 hal 37})$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = (100+20)\% \times V_{\text{bahan}} \dots\dots\dots(E.209)$$

$$= (100+20)\% \times 23,1607 \text{ m}^3$$

$$= 27,7929 \text{ m}^3$$

Diameter dan Tebal Tangki

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4} \dots\dots\dots(E.210)$$

(Brownells & Young, 1959)

Dimana:

V_s = Volume silinder (m^3)

D_i = Diameter dalam silinder (ft)

H_s = Tinggi tangki silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangka dengan diameter tangka

$H_s : D_i = 3 : 2$

Maka:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot \left(\frac{3}{2}D_i\right)}{4} \dots\dots\dots(E.211)$$

$$124,227 = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3D_i)}{8}$$

$$993,882 = \pi \cdot 3D_i^3$$

$$123,15716 = 3 D_i^3$$

$$47,2066 = D_i^3$$

$$D_i = 3,6141 \text{ m} = 11,85 \text{ ft}$$

$$H_s = 2,7105 \text{ m} = 8,8929 \text{ ft}$$

Tinggi cairan dalam tangki:

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{\text{Volume cairan} \times \text{Tinggi Silinder}}{\text{Volume Silinder}} \dots\dots\dots(E.212)$$

$$= \frac{103,5231m^3 \times 7,0878 \text{ m}}{124,227 \text{ m}^3}$$

$$= 2,25881 \text{ m}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times h \dots\dots\dots(E.213)$$

$$= 996\text{kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 2,25881 \text{ m}$$

$$= 22041,66 \text{ Pa}$$

$$= 52,04166 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = (52,04166 + 101,325) \text{ kPa} = 123,041 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor keamanan untuk tekanan} = 5\%$$

$$P_{\text{desain}} = (1,05 \times 123,041 \text{ kPa}) = 129,534 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,68 \text{ kPa}$$

Tebal *shell* tangki:

$$\begin{aligned}
 T &= \frac{P \times D}{(2SE) - (1,2P)} \dots\dots\dots(E.214) \\
 &= \frac{166,9089 \times 5,9065}{(2 \times 87.218,68 \times 0,8) - (1,2 \times 166,9089)} \\
 &= 0,1322 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal shell yang dibutuhkan = 0,1322 in + 1/8 in = 0,2572 in

Tebal tangki standart yang digunakan 1in (Brownells & Young, 1959)

E.26 Tangki Pelarut Kaporit [Ca(ClO)₂]

Fungsi : Tempat membuat larutan klorin untuk proses klorinasi air domestik

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

Jumlah : 1 unit

Volume tangki:

Kaporit yang digunakan = 2 ppm

Kaporit yang digunakan berupa larutan 30% (% berat)

Laju massa kaporit 30% = 6,7931 kg/jam

Densitas kaporit 70% = 1.272 kg/m³
= 79,4086 lbm/ft³

Kebutuhan perancangan = 30 hari

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bahan, } V_1 &= \frac{6,7931 \text{ kg/jam} \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}}{0,7 \times 1.272 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 7,6903 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Over design = 20% (Peter and Timmerhaus, 1991 hal 37)

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki, } V_t &= (100+20)\% \times V_{\text{bahan}} \dots\dots\dots(E.215) \\
 &= (100+20)\% \times 7,6903 \text{ m}^3 \\
 &= 9,2283 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Diameter dan tebal tangki:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4} \dots\dots\dots(E.216)$$

(Brownells & Young, 1959)

Dimana:

V_s = Volume silinder (m^3)

D_i = Diameter dalam silinder (ft)

H_s = Tinggi tangki silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangka dengan diameter tangka

$H_s : D_i = 3 : 2$

Maka:

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot \left(\frac{3}{2} D_i\right)}{4} \dots\dots\dots(E.217)$$

$$9,2283 = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot (3D_i)}{8}$$

$$61,4279 = \pi 3D_i^3$$

$$22,6981 = 3D_i^3$$

$$6,52101 = D_i^3$$

$$D_i = 1,9863 \text{ m}$$

$$H_s = 2,9795 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam tangki:

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{\text{Volume cairan} \times \text{Tinggi Silinder}}{\text{Volume Silinder}} \dots\dots\dots(E.218)$$

$$= \frac{7,6903 \text{ m}^3 \times 2,9795 \text{ m}}{9,2283 \text{ m}^3}$$

$$= 2,4829 \text{ m}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times h \dots\dots\dots(E.219)$$

$$= 1.272 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 2,4829 \text{ m}$$

$$= 30.951,2 \text{ Pa}$$

$$= 30,9512 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = (30,9512 + 101,325) \text{ kPa} = 31.052,4843 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor keamanan untuk tekanan} = 5\%$$

$$P_{\text{desain}} = (1,05 \times 31.052,4843 \text{ kPa}) = 32.605,1085 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,68 \text{ kPa}$$

Tebal shell tangki:

$$\begin{aligned}
 T &= \frac{P \times D}{(2 \cdot SE) - (1,2 \cdot P)} \dots\dots\dots(E.220) \\
 &= \frac{32.605,1085 \times 1.9863}{(2 \times 87.218,68 \times 0,8) - (1,2 \times 32.605,1085)} \\
 &= 0,6449 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal shell yang dibutuhkan = 0,6449 in + 1/8 in = 0,7699 in

Tebal tangki standart yang digunakan 1/4 in (Brownells & Young, 1959)

Daya Pengaduk:

Tipe pengaduk : *Flat six turbin imp*

Jumlah *baffle* : 4 buah

Da/Dt = 1/3 ; Da = (1/3 x 1.9863 m) = 0,6621 m

E/Da = 1 ; E = (1 x 0,6621 m) = 0,6621 m

L/Da = 1/4 ; L = (1/4 x 0,6621 m) = 0,1655 m

W/Da = 1/5 ; W = (1/5 x 0,6621 m) = 0,1324 m

J/Dt = 1/12 ; J = (1/12 x 1.9863 m) = 0,1655 m

Dimana:

Dt = diameter tangki

Da = diameter *impeller*

E = tinggi turbin dari dasar tangki

L = panjang *blade* pada turbin

W = lebar *blade* pada turbin

J = lebar *blade*

Kecepatan pengaduk N = 1 rps

Viskositas NaOH 50% = 0,00067197 lbm/ft.s (Othmer, 1967)

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 Nre &= \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu} \dots\dots\dots(E.221) \\
 &= \frac{(79,4086) \times (1) \times (0,6621)^2}{0,00067197} \\
 &= 103.607,977
 \end{aligned}$$

NRe > 10.000 maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

Kr = 6,3 (McCabe, 1999)

$$P = \frac{K_r x n^3 x D a^5 x \rho}{g_c} \dots\dots\dots (E.222)$$

(McCabe, 1999)

$$= \frac{(6,3) x (1)^3 x (0,6621)^5 x (79,4086)}{(32,174)}$$

$$= 0,0283 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor penggerak} = 80\%$$

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{0,0283}{0,8}$$

$$= 0,0354 \text{ Hp}$$

E.27 Pompa Air Domestik

Fungsi : Memompa air dari tangki air untuk kebutuhan domestik

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Data:

$$\text{Laju alir massa (F)} = 4.295 \text{ kg/jam} = 2,630 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,72 \text{ kg/m}^3 = 62,16 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Viscositas } (\mu) = 0,8007 \text{ cP}$$

Perhitungan:

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots (E.223)$$

$$= \frac{2,630 \text{ lb}_m/\text{s}}{62,16 \text{ lb}_m/\text{ft}^3}$$

$$= 0,0423 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$D_{opt} = 3,9 (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots (E.224)$$

(Timmerhaus, 2004)

$$= 3,9 (0,0423)^{0,45} \cdot (62,16)^{0,13}$$

$$= 1,607 \text{ in}$$

Dari Appendix E.19 Mc Graww Hill, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\text{Ukuran nominal} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 1,049 \text{ in} = 0,0687 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 1,315 \text{ in}$$

$$\text{Inside sectional area} = 0,006 \text{ ft}^2$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa:

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \dots\dots\dots (E.225) \\ &= \frac{0,0423 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,006 \text{ ft}^2} \\ &= 7,0517 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \frac{\rho V D}{\mu} \dots\dots\dots (E.226) \\ &= \frac{62,16 \text{ lbm/ft}^3 \cdot 7,0517 \text{ ft/s} \cdot 0,0687 \text{ ft}}{0,00060 \text{ lbm/ft}^3\text{s}} \\ &= 5.016,48 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,000046$ dan $\epsilon/D = 0,00137724$

Maka harga $f = 0,76$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$\begin{aligned} 1. \quad 1 \text{ sharp edge entrance } (h_c) &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right) \dots\dots\dots (E.227) \\ &= 0,55 (1-0) \left(\frac{7,0517^2}{2 \cdot 1 \cdot 32,714}\right) \\ &= 0,4180 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2. \quad 2 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \dots\dots\dots (E.228) \\ &= 2 \cdot 0,75 \cdot \left(\frac{7,0517^2}{2 \cdot 32,714}\right) \\ &= 1,140 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 3. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) &= n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \dots\dots\dots (E.229) \\ &= 1 \cdot 0,75 \cdot \left(\frac{7,0517^2}{2 \cdot 32,714}\right) \\ &= 0,570 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 4. \quad \text{Pipa lurus } 20 \text{ ft } (F_f) &= 4 \cdot f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V^2}{D \cdot 2 \cdot g_c}\right) \dots\dots\dots (E.230) \\ &= 4 \cdot 0,008 \cdot \left(\frac{20 \cdot 7,0517 \text{ ft/s}}{0,0687 \text{ ft} \cdot 2 \cdot 32,714}\right) \\ &= 20,090 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot gc}\right) \dots\dots\dots(E.231) \\
 &= (1-0) \left(\frac{7,0517^2}{2 \cdot 1 \cdot 32,714}\right) \\
 &= 0,7600 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
 \text{Total friction loss } \Sigma F &= 22,978 \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \dots\dots\dots(E.232)$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \text{ ft/s}^2}{32,714 \text{ ft/s}^2} \times (20 \text{ ft}) + 0 + 22,978 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -78,9787 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p \dots\dots\dots(E.233)$$

$$W_p = \frac{W_s}{\eta}$$

$$W_p = \frac{-78,9787}{-0,8}$$

$$W_p = 63,1830 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p \dots\dots\dots(E.234)$$

$$= 2,630 \text{ lb}_m/\text{s} \times 63,1830 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,3021 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,3021Hp

E.28 Bak Penampungan

Fungsi : Menampung air buangan sementara dan menetralkan pH limbah

Laju volumetrik air buangan : 42081,20 m³/jam

Waktu penampungan air buangan : 7 hari

Volume air buangan : $(2,8186 \text{ m}^3/\text{jam} \times 7 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}) = 1608308,838 \text{ m}^3$

Direncanakan digunakan 1 buah bak penampungan dengan bak terisi 90% bagian

$$\text{Volume bak} = \frac{473,5197 \text{ m}^3}{0,9} = 1787009,82 \text{ m}^3$$

Direncanakan:

$$\text{Panjang bak} = 2 \times \text{lebar bak (L)} \dots\dots\dots(\text{E.235})$$

$$\text{Tinggi bak} = \text{Lebar bak (L)}$$

$$\text{Maka, volume bak} = p \times L \times t$$

$$1787008,8 \text{ m}^3 = 2L \times L \times L$$

$$L = 96,3161 \text{ m}$$

Sehingga:

$$\text{Panjang bak} = (2 \times 6,4075 \text{ m}) = 192,6322 \text{ m}$$

$$\text{Lebar bak} = 96,3161 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi bak} = 96,3161 \text{ m}$$

$$\text{Luas} = 18553,59011 \text{ m}^2$$

E.29 Pompa Bak Penampung

Fungsi : Memompa air dari bak penampung ke bak penetran

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan kontruksi : *Commercial steel*

Data:

$$\text{Laju alir massa (F)} = 4.295 \text{ kg/jam} = 2,630 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,72 \text{ kg/m}^3 = 62,16 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Viscositas } (\mu) = 0,8007 \text{ cP}$$

Perhitungan:

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volume (Q)} &= \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots(\text{E.223}) \\ &= \frac{2,630 \text{ lb}_m/\text{s}}{62,16 \text{ lb}_m/\text{ft}^3} \\ &= 0,0423 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$D_{opt} = 3,9 (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots(E.224)$$

(Timmerhaus, 2004)

$$= 3,9 (0,0423)^{0,45} \cdot (62,16)^{0,13}$$

$$= 1,607 \text{ in}$$

Dari Appendix E.19 Mc Graww Hill, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 1 in

Schedule number = 40

Diameter dalam (ID) = 1,049 in = 0,0687 ft

Diameter luar (OD) = 1,315 in

Inside sectional area = 0,006 ft²

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa:

$$V = \frac{Q}{A} \dots\dots\dots(E.225)$$

$$= \frac{0,0423 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,006 \text{ ft}^2}$$

$$= 7,0517 \text{ ft/s}$$

Sehingga:

$$NRe = \frac{\rho V D}{\mu} \dots\dots\dots(E.226)$$

$$= \frac{62,16 \text{ lbm/ft}^3 \cdot 7,0517 \text{ ft/s} \cdot 0,0687 \text{ ft}}{0,00060 \text{ lbm/ft}^3\text{s}}$$

$$= 5.016,48$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,000046$ dan $\epsilon/D = 0,00137724$

Maka harga $f = 0,76$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$1. \text{ 1 sharp edge enterance } (h_c) = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot gc}\right) \dots\dots\dots(E.227)$$

$$= 0,55 (1-0) \left(\frac{7,0517^2}{2 \cdot 1 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 0,4180 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$2. \text{ 2 elbow } 90^\circ (h_f) = n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot gc}\right) \dots\dots\dots(E.228)$$

$$= 2 \cdot 0,75 \cdot \left(\frac{7,0517^2}{2 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 1,140 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$3. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) = n.Kf.\left(\frac{V^2}{2 \cdot gc}\right) \dots\dots\dots(E.229)$$

$$= 1 \cdot 0,75 \cdot \left(\frac{7,0517^2}{2 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 0,570 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$4. \quad \text{Pipa lurus 20 ft } (F_f) = 4.f.\left(\frac{\Delta L \cdot V^2}{D \cdot 2 \cdot gc}\right) \dots\dots\dots(E.230)$$

$$= 4 \cdot 0,008 \cdot \left(\frac{20 \cdot 7,0517 \text{ ft/s}}{0,0687 \text{ ft} \cdot 2 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 20,090 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot gc}\right) \dots\dots\dots(E.231)$$

$$= (1-0) \left(\frac{7,0517^2}{2 \cdot 1 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 0,7600 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Total friction loss } \Sigma F = 22,978 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \dots\dots\dots(E.232)$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \text{ ft/s}^2}{32,714 \text{ ft/s}^2} \times (20 \text{ ft}) + 0 + 22,978 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -78,9787 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p \dots\dots\dots(E.233)$$

$$W_p = \frac{W_s}{\eta}$$

$$W_p = \frac{-78,9787}{-0,8}$$

$$W_p = 63,1830 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p \dots\dots\dots(E.234)$$

$$= 2,630 \text{ lb}_m/\text{s} \times 63,1830 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,3021 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,3021Hp

E.30 Bak Penetralkan

Limbah pabrik yang terdiri dari bahan-bahan organik biasanya mempunyai pH = 5 (Hammer, 1986). Limbah pabrik yang terdiri dari bahan-bahan organik

Harus dinetralkan sampai pH : 6 (Kep.42/MENLH/10/1998)

Laju volumetrik air buangan : 2,8186 m³/jam

Waktu penampungan air buangan : 7 hari

Volume air buangan : (2,8186 m³/jam x 7 x 24 jam) = 689275,2161 m³

Direncanakan digunakan 1 buah bak penampungan dengan bak terisi 90% bagian

$$\text{Volume bak} = \frac{202,9370 \text{ m}^3}{0,9} = 765861,35 \text{ m}^3$$

Direncanakan:

Panjang bak = 2 x lebar bak (L)

Tinggi bak = Lebar bak (L)

Maka, volume bak = p x L x t

$$765861,35 \text{ m}^3 = 2L \times L \times L$$

$$L = 72,6172 \text{ m}$$

Sehingga:

Panjang bak = (2 x 72,6172 m) = 145,2345 m

Lebar bak = 72,6172 m

Tinggi bak = 72,6172 m

Luas = 10546,54 m²

E.31 Pompa Bak Penetralkan

Fungsi : Memompa air dari bak penetralkan ke bak pengendapan

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Data:

$$\text{Laju alir massa (F)} = 4.295 \text{ kg/jam} = 2,630 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,72 \text{ kg/m}^3 = 62,16 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Viscositas } (\mu) = 0,8007 \text{ cP}$$

Perhitungan:

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volume (Q)} &= \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots (E.223) \\ &= \frac{2,630 \text{ lb}_m/\text{s}}{62,16 \text{ lb}_m/\text{ft}^3} \\ &= 0,0423 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots (E.224) \\ &\quad \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3,9 (0,0423)^{0,45} \cdot (62,16)^{0,13} \\ &= 1,607 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix E.19 Mc Graww Hill, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\text{Ukuran nominal} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 1,049 \text{ in} = 0,0687 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 1,315 \text{ in}$$

$$\text{Inside sectional area} = 0,006 \text{ ft}^2$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa:

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \dots\dots\dots (E.225) \\ &= \frac{0,0423 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,006 \text{ ft}^2} \\ &= 7,0517 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \frac{\rho V D}{\mu} \dots\dots\dots (E.226) \\ &= \frac{62,16 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \cdot 7,0517 \text{ ft/s} \cdot 0,0687 \text{ ft}}{0,00060 \text{ lb}_m/\text{ft}^3\text{s}} \\ &= 5.016,48 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,000046$ dan $\epsilon/D = 0,00137724$

Maka harga $f = 0,76$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$1. \quad 1 \text{ sharp edge entrance } (h_c) = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot gc}\right) \dots\dots\dots(E.227)$$

$$= 0,55 (1-0) \left(\frac{7,0517^2}{2 \cdot 1 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 0,4180 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$2. \quad 2 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) = n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot gc}\right) \dots\dots\dots(E.228)$$

$$= 2 \cdot 0,75 \cdot \left(\frac{7,0517^2}{2 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 1,140 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$3. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) = n \cdot K_f \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot gc}\right) \dots\dots\dots(E.229)$$

$$= 1 \cdot 0,75 \cdot \left(\frac{7,0517^2}{2 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 0,570 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$4. \quad \text{Pipa lurus } 20 \text{ ft } (F_f) = 4 \cdot f \cdot \left(\frac{\Delta L \cdot V^2}{D \cdot 2 \cdot gc}\right) \dots\dots\dots(E.230)$$

$$= 4 \cdot 0,008 \cdot \left(\frac{20 \cdot 7,0517 \text{ ft/s}}{0,0687 \text{ ft} \cdot 2 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 20,090 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot gc}\right) \dots\dots\dots(E.231)$$

$$= (1-0) \left(\frac{7,0517^2}{2 \cdot 1 \cdot 32,714}\right)$$

$$= 0,7600 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Total friction loss } \Sigma F = 22,978 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{P^2 - P^1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \dots\dots\dots(E.232)$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \text{ ft/s}^2}{32,714 \text{ ft/s}^2} \times (20 \text{ ft}) + 0 + 22,978 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -78,9787 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p \dots\dots\dots(E.233)$$

$$W_p = \frac{W_s}{\eta}$$

$$W_p = \frac{-78,9787}{-0,8}$$

$$W_p = 63,1830 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p \dots\dots\dots(E.234)$$

$$= 2,630 \text{ lb}_m/\text{s} \times 63,1830 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,3021 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,3021Hp

E.32 Bak Pengendapan

Laju volumetrik air buangan : 9573,266 m³/jam

Waktu penampungan air buangan : 2 hari

$$\text{Volume air buangan} : (2,8186 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 2 \text{ hari} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}}) = 459516,81 \text{ m}^3$$

Direncanakan digunakan 1 buah bak penampungan dengan bak terisi 90% bagian

$$\text{Volume bak} : \frac{135,2913 \text{m}^3}{0,9} = 510574,2342 \text{ m}^3$$

Direncanakan:

$$\text{Panjang bak} = 2 \times \text{lebar bak (L)} \dots\dots\dots(E.236)$$

$$\text{Tinggi bak} = \text{Lebar bak (L)}$$

$$\text{Maka, volume bak} = p \times L \times t$$

$$150,3237 \text{ m}^3 = 2L \times L \times L$$

$$L = 4,2202 \text{ m}$$

Sehingga:

$$\text{Panjang bak} = (2 \times 4,2202 \text{ m}) = 8,4404 \text{ m}$$

$$\text{Lebar bak} = 4,2202 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi bak} = 4,2202 \text{ m}$$

$$\text{Luas} = 35,6201 \text{ m}^2$$

Kecepatan terminal pengendapan

Hukum Stokes

$$V = \frac{(\rho_s - \rho) \times g \times D_p^3}{18 \mu} \dots\dots\dots(E.237)$$

(Foust, 1960)

Dimana:

V = Kecepatan terminal pengendapan

 ρ_s = Densitas partikel Na₂CO₃ pada 30°C = 1,987 gr/cm³ (Perry, 1997)

 ρ = Densitas air pada 30°C = 0,9957 gr/cm³ (Perry, 1997)

 D_p = Diameter partikel = 0,002 cm (Perry, 1997)

 G = Percepatan gravitasi = 980 cm/s²
 μ = Viskositas air pada 30°C = 0,01 gr.cm.s (Perry, 1997)

Sehingga:

$$V = \frac{(\rho_s - \rho) \times g \times D_p^3}{18 \mu} \dots\dots\dots(E.238)$$

$$= \frac{(1,987 - 0,9957) \times 980 \times (0,002)^3}{18 \times (0,01)}$$

$$= 0,0216 \text{ cm/s}$$

$$\text{Waktu pengendapan (W)} = \frac{H \times 100}{V \times 60} \dots\dots\dots(E.239)$$

$$= \frac{4,2202 \times 100}{0,0216 \times 60}$$

$$= 325,8086 \text{ menit}$$

$$= 5,4301 \text{ jam}$$

E.33 Pompa Bak Pengendapan

Fungsi : Memompa air dari bak pengendapan ke tangka sedimentasi

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Data:

Laju alir massa (F) = 4.295 kg/jam = 2,630 lb_m/s

Densitas air (ρ) = 995,72 kg/m³ = 62,16 lb_m/ft³

Viscositas (μ) = 0,8007 cP

Perhitungan:

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volume (Q)} &= \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots(\text{E.223}) \\ &= \frac{2,630 \text{ lbm/s}}{62,16 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 0,0423 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots(\text{E.224}) \\ & \hspace{15em} (\text{Timmerhaus, 2004}) \\ &= 3,9 (0,0423)^{0,45} \cdot (62,16)^{0,13} \\ &= 1,607 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix E.19 Mc Graw Hill, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\text{Ukuran nominal} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 1,049 \text{ in} = 0,0687 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 1,315 \text{ in}$$

$$\text{Inside sectional area} = 0,006 \text{ ft}^2$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa:

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \dots\dots\dots(\text{E.225}) \\ &= \frac{0,0423 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,006 \text{ ft}^2} \\ &= 7,0517 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \frac{\rho V D}{\mu} \dots\dots\dots(\text{E.226}) \\ &= \frac{62,16 \text{ lbm/ft}^3 \cdot 7,0517 \text{ ft/s} \cdot 0,0687 \text{ ft}}{0,00060 \text{ lbm/ft}^3\text{s}} \\ &= 5.016,48 \end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,000046$ dan $\varepsilon/D = 0,00137724$

Maka harga $f = 0,76$ (Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997)

Kehilangan karena gesekan (*friction loss*):

$$\begin{aligned} 1. \text{ 1 sharp edge entrance (h}_c) &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot gc}\right) \dots\dots\dots(\text{E.227}) \\ &= 0,55 (1-0) \left(\frac{7,0517^2}{2 \cdot 1 \cdot 32,714}\right) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,4180 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
 2. \quad 2 \text{ elbow } 90^\circ (h_f) &= n.Kf.\left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \dots\dots\dots(E.228) \\
 &= 2 \cdot 0,75 \cdot \left(\frac{7,0517^2}{2 \cdot 32,714}\right) \\
 &= 1,140 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
 3. \quad 1 \text{ check valve } (h_f) &= n.Kf.\left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c}\right) \dots\dots\dots(E.229) \\
 &= 1 \cdot 0,75 \cdot \left(\frac{7,0517^2}{2 \cdot 32,714}\right) \\
 &= 0,570 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
 4. \quad \text{Pipa lurus } 20 \text{ ft } (F_f) &= 4.f.\left(\frac{\Delta L \cdot V^2}{D \cdot 2 \cdot g_c}\right) \dots\dots\dots(E.230) \\
 &= 4 \cdot 0,008 \cdot \left(\frac{20 \cdot 7,0517 \text{ ft/s}}{0,0687 \text{ ft} \cdot 2 \cdot 32,714}\right) \\
 &= 20,090 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
 5. \quad 1 \text{ sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2a \cdot g_c}\right) \dots\dots\dots(E.231) \\
 &= (1-0) \left(\frac{7,0517^2}{2 \cdot 1 \cdot 32,714}\right) \\
 &= 0,7600 \text{ ft.lbf/lb}_m \\
 \text{Total friction loss } \Sigma F &= 22,978 \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} ((v_2)^2 - (v_1)^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \dots\dots\dots(E.232)$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa} = 2116,22807 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,714 \text{ ft/s}^2}{32,714 \text{ ft/s}^2} \times (20 \text{ ft}) + 0 + 22,978 \text{ ft.lbf/lb}_m + W_s = 0$$

$$W_s = -78,9787 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_s = -\eta \times W_p \dots\dots\dots(E.233)$$

$$W_p = \frac{W_s}{\eta}$$

$$W_p = \frac{-78,9787}{-0,8}$$

$$W_p = 63,1830 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p \dots \dots \dots (E.234)$$

$$= 2,630 \text{ lb}_m/\text{s} \times 63,1830 \text{ ft.lbf/lb}_m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,3021 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor = 0,3021Hp

E.34 Tangki Sedimentasi

Fungsi : Mengendapkan flok biologis dari tangki aerasi dan sebagian diresirkulasikan kembali ke tangki aerasi

Bentuk : Persegi panjang, alas berbentuk kerucut

Bahan konstruksi : Beton

Kondisi operasi : Kondisi ruang

Laju volumetrik = 67,6457 m³/hari

Waktu tinggal = 2 jam = 0,0833 hari

$$\text{Volume bak (V)} = \frac{67,6457 \text{ m}^3/\text{hari}}{0,0833 \text{ hari}} = 812,0729 \text{ m}^3$$

Perancangan bak direncanakan:

Asumsi perbandingan D : H₁ = 1 : 1

H₁ : H₂ = 2 : 1

$$V = V_1 + V_2 \dots \dots \dots (E.240)$$

$$= \frac{\pi}{4} D^2 H_1 + \frac{1}{3} \frac{\pi}{4} D^2 H_1$$

$$= \frac{\pi}{4} D^3 + \frac{1}{3} \frac{\pi}{4} D^2 H_1 \frac{1}{2} H_1$$

$$= \frac{\pi}{4} D^3 + \frac{1}{24} D^3$$

$$902,3032 \text{ m}^3 = \frac{7 \times \pi}{24} D^3$$

$$D = 9,9505 \text{ m}$$

$$H_1 = 9,9505 \text{ m}$$

$$H_2 = (1/2 \times 9,9505 \text{ m}) = 4,9752 \text{ m}$$

$$H_s = H_1 + H_2 = 14,9257 \text{ m}$$

Daya Clarifier

$$P = 0,006D^2$$

Dimana:

$$P = \text{Daya yang dibutuhkan, kW}$$

$$\text{Sehingga, } P = 0,006 \times (9,9505)^2$$

$$= 0,5941 \text{ kW}$$

$$= 0,7967 \text{ Hp}$$

LAMPIRAN F

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Beberapa asumsi yang digunakan dalam prarancangan pabrik Paraxylene ini adalah sebagai berikut :

Kapasitas : 150.000 ton/tahun

Waktu Pabrik Beroperasi : 330 hari/tahun

Harga alat disesuaikan dengan nilai tukar dollar rupiah. Untuk US\$.1 = Rp. 15.342,80,-

(<https://www.bi.go.id/id/moneter/informasi-kurs/referensi-jisdor/Default.aspx> 12 September 2023)

F.1 Harga Peralatan

Harga peralatan setiap saat akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa yang lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan *Marshall and Swift Equipment Cost Index*. Besarnya harga alat tahun sekarang dapat dinyatakan sebagai berikut :

$$\text{Harga alat Sekarang} = \frac{\text{Indeks Harga Alat Tahun Sekarang}}{\text{Indeks Harga Alat Tahun X}} \times \text{Harga tahun X}$$

F.1.1 Penentuan Indeks Harga Peralatan

Penentuan harga peralatan untuk tahun 2027 dihitung berdasarkan *Marshall and Swift Equipment Cost Index*.

Tabel F.1 *Marshall and Swift Equipment Cost Index* tahun 2015-2022

No.	Tahun	Indeks
1.	2015	1846,00
2.	2016	1906,80
3.	2017	1960,00
4.	2018	2020,80
5.	2019	2081,60
6.	2020	2084,10
7.	2021	2144,90
8.	2022	2171,60

(Sumber: Chemical Engineering Plant Cost Index, 2022)

Dengan metode Least Square (Peter & Timmerhaus Ed.4, hal 760-761) dapat dilakukan penaksiran indeks harga rata-rata pada akhir tahun 2027. Penyelesaian dengan Least Square menghasilkan persamaan :

$$y = a + b (X)$$

keterangan :

a = y, harga rata rata y

b = $\frac{(n)(\sum Xy) - (\sum X)(\sum Y)}{(n)(\sum X^2) - (\sum X)^2}$, slope garis *Least Square*,

X = Variabel tahun ke x-1

Tabel F.2 Penaksiran Indeks Harga dengan Metode *Least Square*,

Data	X	Y	X ²	Y ²	XY
1.	2015	1846,00	4060225,00	3407716,00	3719690,00
2.	2016	1906,80	4064256,00	3635886,24	3844108,80
3.	2017	1960,00	4068289,00	3841600,00	3953320,00
4.	2018	2020,80	4072324,00	4083632,64	4077974,40
5.	2019	2081,60	4076361,00	4333058,56	4202750,40
6.	2020	2084,10	4080400,00	4343472,81	4209882,00
7.	2021	2144,90	4084441,00	4600596,01	4334842,90
8.	2022	2171,60	4088484,00	4715846,56	4390975,20
Total	16.148,00	16.215,80	32.594.780,00	32.961.808,82	32.733.543,70

$$\sum x = 16.148$$

$$n = 8$$

$$= \sum x/n$$

$$= 16.148 / 8$$

$$= 2018,50$$

$$(\sum x)^2 = 16.148^2$$

$$= 260.757.904$$

Persamaan 17.20 Peter & Timmerhaus Ed.4:

$$\sum(x - \bar{x})^2 = (\sum x^2) - (\sum x)^2/n$$

$$= 32.594.780,00 - (260.757.904/8)$$

$$\begin{aligned}
 &= 42,00 \\
 \sum y &= 16.215,80 \\
 y &= \sum y/n \\
 &= 16.215,80 / 8 \\
 &= 2026,98 \\
 (\sum y)^2 &= 16.215,80^2 \\
 &= 32.961.808,82 \\
 \sum xy &= 32.733.542,70
 \end{aligned}$$

Persamaan 17.20 Peter & Timmerhaus Ed.4:

$$\begin{aligned}
 \sum(x - \bar{x})(x - \bar{y}) &= \sum xy - \sum y (\sum x/n) \\
 &= 32.733.542,70 - (16215,80 \times (16148,00/8)) \\
 &= 1951,40
 \end{aligned}$$

Nilai :

$$\begin{aligned}
 a &= y = 2.026,98 \\
 b &= \frac{(8 \times 32733543,70) - (16148,00 \times 16215,80)}{8 \times 32.594.780 - (16.148)^2} \\
 &= 3304,89
 \end{aligned}$$

Jadi persamaannya :

$$\begin{aligned}
 y &= a + b(x - \bar{x}) \\
 &= 2.026,98 + 3304,89(x - 2018,50)
 \end{aligned}$$

Untuk, $x = 2027$, maka :

$$\begin{aligned}
 y &= 2.026,98 + 3304,89(2027 - 2018,50) \\
 &= 2.421,90
 \end{aligned}$$

Jadi, cost index pada tahun 2027 adalah 2.421,90

Data harga peralatan yang digunakan diambil dari Peter & Timmerhaus pada basis tahun 2022 dengan *cost index* sebesar 2.171,60 serta sumber lainnya dengan indeks yang disesuaikan.

F.1.2 Contoh Perhitungan Harga Peralatan Proses

Harga untuk peralatan proses pada tahun 2027 adalah sebagai berikut:

1. Tangki Penyimpanan Metanol (T-101)

Tipe : Tangki silinder vertikal

Bahan konstruksi	: Stainless steel tipe 316
Kapasitas	: 43694,01 ft ³ = 326853,93 galon
Tekanan	: 1 atm
Harga tahun 2014	: \$ 159.700,00 (www.matche.com)
Harga tahun 2027	: \$ 30118,58 × (2.421,90/2.171,60) : \$ 178.107,12

Dengan cara yang sama maka harga untuk peralatan proses lain dapat dilihat pada **Tabel F.3** peralatan proses.

Nama Alat	Jumlah	Harga Per unit Tahun 2014 (US\$)	Harga Alat Tahun 2027 (US\$)
Tangki Toluene (T-101)	1	210.900,00	235.208,58
Tangki Metanol (T-102)	1	259.700,00	289.633,33
Tangki Paraxylene (T-301)	1	204.900,00	228.517,02
Kompresor (K-301)	1	93.800,00	104.611,50
Expander	1	95.300,00	106.284,39
pompa	3	41.000,00	137.177,13
Cooler (C-201)	1	70.000,00	78.068,28
Cooler (C-301)	1	53.800,00	60.001,05
Cooler (C-302)	1	80.000,00	89.220,89
Cooler (C-303)	1	94.600,00	105.503,71
Cooler (C-304)	1	94.600,00	105.503,71
Cooler (E-100)	1	94.600,00	105.503,71
Distilasi (D-301)	1	974.000,00	1.086.264,39
Distilasi (D-302)	1	974.000,00	1.086.264,39
Heater (H-101)	1	97.000,00	108.180,33
Heat Exchanger (E-101)	1	123.700,00	137.957,81
Reaktor (R-201)	1	8.123.700,00	9.060.047,29
Total	20	11.685.600,00	13.123.947,53

Jadi harga total peralatan proses pada tahun 2027 adalah US\$ 13.123.947,53

= US\$ 13.123.947,53 × Rp 15.342,80,-

= Rp. 201.358.102.113

F.1.3 Contoh Perhitungan Harga Peralatan Utilitas

Harga untuk peralatan utilitas pada tahun 2027 adalah sebagai berikut:

1. Pompa air sungai

Tipe : Pompa sentrifugal

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Harga tahun 2014 : \$ 13.600

(www.matche.com)

Harga tahun 2027 : \$ 13.600 × (2.421,90/2.171,60)

: \$ 15.167,55

Dengan cara yang sama maka harga untuk peralatan utilitas lain dapat dilihat pada Tabel F.4 peralatan utilitas.

Tabel F.4 Harga Peralatan Utilitas

Nama alat	Jumlah	Harga per unit 2014 (US\$)	Harga Alat Tahun 2027 (US\$)
Pompa air sungai	2	232.000,00	51.748,12
Bak penampung air	4	98.770,00	440.617,39
pompa bak pengendapan	2	26.200,00	58.439,69
Tangki pelarutan alum	1	72700,00	81.079,49
Pompa alum	2	29.000,00	64.685,15
Tangki pelarutan soda abu	1	59.900,00	66.804,15
Pompa soda abu	2	29.000,00	64.685,15
Clarifier	1	60.000,00	66.915,67
Pompa clarifier	2	27.700,00	61.785,47
Sand filter	1	51.100,00	56.989,85
Pompa sand filter	2	27.700,00	61.785,47
tangki air	1	88.500,00	98.700,61
pompa tangki air	3	27.700,00	92.678,20
tangki penukar kation	1	79.000,00	88.105,63

pompa penukar kation	2	23.600,00	52.640,33
tangki pelarutan h2so4	1	28.800,00	32.119,52
pompa pelarut h2so4	2	23.000,00	51.302,01
tangki penukar anion	1	59.400,00	66.246,51
pompa penukar anion	2	27.700,00	61.785,47
tangki pelarutan naoh	1	39.100,00	43.606,71
pompa pelarutan naoh	2	27.700,00	61.785,47
deaerator	1	59.000,00	65.800,41
pompa deaerator	2	27.700,00	61.785,47
boiler	1	4.903.600,00	5.468.794,75
menara air pendingin	1	994.900,00	1.109.573,35
pompa menara pendingin	2	27.700,00	30.892,73
tangki penampungan air domestik	1	43.500,00	48.513,86
tangki pelarut kaporit	1	86.200,00	96.135,51
pompa air domestik	2	20.000,00	22.305,22
pompa bak penampung	2,00	13000,00	28996,79
bak penampung	1,00	55770,00	62198,12
pompa menuju bak penetralisasi	2,00	13000,00	28996,79
bak netralisasi	1,00	55770,00	62198,12
pompa bak pengendapan	2,00	13000,00	28996,79
bak pengendapan	1,00	55770,00	62198,12
pompa menuju ke tanki sedimentasi	2,00	13000,00	28996,79
tanki sedimentasi akhir	1,00	55770,00	62198,12
Total	59	8.903.387,38	132.382.759.290,50

Jadi harga total peralatan utilitas pada tahun 2027 adalah US\$ 8.628.307,38

= US\$ 8.628.307,38 × Rp 15.342,80 ,-

= Rp 132.382.394.510,87

F.2 Harga Tanah

Tanah yang digunakan dikelompokkan dalam berbagai harga dalam perincian Tabel F.5 sebagai berikut:

Tabel F.5 Perincian Harga Tanah

No.	Nama Bangunan	Luas (m2)	Jumlah (Rp)
1.	Area Proses	20.000,00	14.000.000.000,00
2.	Area Produk	400,00	280.000.000,00
3.	Area Bahan Baku	600,00	420.000.000,00
4.	Aula	300,00	210.000.000,00
5.	Bengkel	400,00	280.000.000,00
6.	Daerah Evakuasi	8.000,00	5.600.000.000,00
7.	Kantin	500,00	350.000.000,00
8.	Laboratorium	300,00	210.000.000,00
9.	Parkir	500,00	350.000.000,00
10.	Pembangkit Listrik	700,00	490.000.000,00
11.	Perumahan Karyawan	5.000,00	3.500.000.000,00
12.	Pengolahan Air	800,00	560.000.000,00
13.	Perkantoran	6.000,00	4.200.000.000,00
14.	Perpustakaan	700,00	490.000.000,00
15.	Poliklinik	700,00	490.000.000,00
16.	Pos Keamanan	50,00	35.000.000,00
17.	Ruang Boiler	300,00	210.000.000,00
18.	Stasiun Operator	600,00	420.000.000,00
19.	Taman	300,00	210.000.000,00
20.	Tempat Ibadah	800,00	560.000.000,00
21.	Unit Pemadam Kebakaran	600,00	420.000.000,00
Total		47.550,00	33.285.000.000,00

Jadi harga total pembelian tanah pada tahun 2027 adalah US\$ 733.404,68

= US\$ **33.285.000.000,00** × Rp 15.342,80 ,-

= Rp 11.252.481.288,83

F.3 Harga Bahan Baku

1. Toluene (C₇H₈)

Kebutuhan = 16.470,21 kg/jam
 = 395.284,94 kg/hari
 = 130.444.028,62 kg/tahun

Harga bahan baku = Rp 70.000,00/kg

(PT. Trans Pasific Chemical Indotama)

Pembelian tiap tahun = 130.444.028,62 kg/tahun × Rp 70.000,00/kg
 = Rp 9.131.082.003.125,63

2. Metanol (CH₃OH)

Kebutuhan = 5.796,05 kg/jam
 = 139.105,12 kg/hari
 = 45.904.687,96 kg/tahun

Harga bahan baku = Rp 14.000/kg (PT. Kaltim Metanol)

Pembelian tiap tahun = 45.904.687,96 kg/tahun × Rp 14.000/kg
 = Rp. 642.665.631.474,85/kg

Jadi total harga pembelian bahan baku per tahun adalah

= Pembelian tiap tahun toluene+ Pembelian tiap tahun metanol

= Rp 9.131.082.003.125,63 + Rp. 642.665.631.474,85

= Rp 9.773.747.634.600,49/kg

F.4 Harga Katalis

H ZSM-5

Kebutuhan = 3.268,87 kg/tahun

Harga katalis = Rp 20.000/kg (BPS)

Pembelian tiap tahun = 3.268,87 kg/tahun × Rp 20.000/kg

= Rp 63.377.400

F.5 Biaya Utilitas

1. Kebutuhan Listrik
 - Nilai Bakar Solar = 19.860 Btu/lb
 - Kebutuhan Bahan Bakar = 2.490,79 L/jam
 - = 21.819.320,40 L/tahun
 - Harga Solar = Rp 20.000/L
 - Pembelian tiap tahun = 21.819.320,40 L/tahun \times Rp 20.000/L
 - = Rp 436.386.408.000,00

2. Kebutuhan Bahan Bakar
 - Kebutuhan Bahan Bakar Boiler = 468,99 liter/jam
 - = 4.108.352,40 liter/tahun
 - Harga Solar = Rp 20.000/L
 - Pembelian tiap tahun = 4.108.352,40 liter/tahun \times Rp 20.000/L
 - = Rp 82.167.048.000,00

3. Kebutuhan Alum [$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$]
 - Kebutuhan = 12,90 kg/jam
 - = 309,60 kg/hari
 - = 113.004 kg/tahun
 - Harga bahan baku = Rp 10.343,9039/kg (BPS)
 - Pembelian tiap tahun = 113.004 kg/tahun \times Rp 10.343,9039/kg
 - = Rp 1.168.902.516,32

4. Kebutuhan Soda Kaustik (NaOH)
 - Kebutuhan = 9,90 kg/jam
 - = 237,60 kg/hari
 - = 86.724 kg/tahun
 - Harga bahan baku = Rp 8.759,46/kg (BPS)
 - Pembelian tiap tahun = 86.724 kg/tahun \times Rp 8.759,46kg
 - = Rp 759.655.357,01

5. Kebutuhan Soda Abu (Na_2CO_3)
- Kebutuhan = 6,90 kg/jam
= 165,60 kg/hari
= 60.444 kg/tahun
- Harga bahan baku = Rp 5.293,33 /kg (BPS)
- Pembelian tiap tahun = 689.756,27 kg/tahun \times Rp 5.293,33/kg
= Rp 319.950.002,25
6. Kebutuhan Kaporit [$\text{Ca}(\text{ClO})_2$]
- Kebutuhan = 0,0027 kg/jam
= 0,0648 kg/hari
= 23,652 kg/tahun
- Harga bahan baku = Rp 7.681,37/kg (BPS)
- Pembelian tiap tahun = 23,652 kg/tahun \times Rp 7.681,37/kg
= Rp 181.679,7349
7. Kebutuhan Asam Sulfat H_2SO_4
- Kebutuhan = 0,71 kg/jam
= 17,04 kg/hari
= 16.219,60 kg/tahun
- Harga bahan baku = Rp 6.524,256 /kg (BPS)
- Pembelian tiap tahun = 16.219,60 kg/tahun \times Rp 6.524,256 /kg
= Rp 40.578.268,22

Jadi total harga biaya utilitas per tahun adalah

$$\begin{aligned}
&= \text{Pembelian tiap tahun (Listrik + Bahan bakar + alum + Soda kaustik + soda} \\
&\quad \text{abu + Kaporit + Asam sulfat)} \\
&= \text{Rp } 436.386.408.000 + \text{Rp } 82.167.048.000,00 + \text{Rp } 1.168.902.516,32 + \\
&\quad \text{Rp } 759.655.357,01 + \text{Rp } 319.950.002,25 + \text{Rp } 181.679,7349 + \text{Rp } \\
&\quad 40.578.268,22 \\
&= \text{Rp } 520.842.778.663,79
\end{aligned}$$

F.6 Harga Produk dan Penjualan

Produksi Paraxylene

Produksi = 150.000 ton/tahun
= 150.000.000 kg/tahun

Harga Produk = Rp 120.000 /kg

Harga Penjualan tiap tahun = 150.000.000 kg/tahun \times Rp 120.000/kg
= Rp. 18.000.000.000,00

F.7 Modal Untuk Pembelian Tanah

Biaya pemebelian tanah lokasi pabrik= Rp 700.000 /m²

Luas seluruh tanah = 47.550 m²

Harga tanah keseluruhan = Rp 33.285.000.000,00

Biaya perataan tanah 4-8% dari harga tanah keseluruhan diambil 4 %
= 4% \times Rp 33.285.000.000,00
= Rp 1.331.400.000,00

Total biaya tanah = Rp. 34.616.400.000,00

F.8 Gaji Karyawan

Biaya unutup gaji karyawan selama satu bulan dapat diperkirakan dan direncanakan seperti terlihat pada **Tabel F.7** sebagai berikut :

Tabel F.6 Gaji Karyawan

No.	Golongan	Gaji/bulan (Rupiah)	Jumlah	Total (Rp)
1.	Dewan Komisaris	40.000.000	3	120.000.000
2.	Direktur Utama	45.000.000	1	45.000.000
3.	Direktur Teknik dan Produksi	35.000.000	1	35.000.000
4.	Direktur Keuangan dan Umum	35.000.000	1	35.000.000
5.	Manajer	25.000.000	1	35.000.000
6.	Sekretaris	5.000.000	3	75.000.000

7.	Kepala Litbang	7.000.000	3	15.000.000
8.	Karyawan Litbang	4.000.000	1	7.000.000
9.	Kepala Bagian	7.000.000	2	8.000.000
10.	Kasie Administrasi	6.000.000	6	42.000.000
11.	Karyawan Administrasi	4.000.000	1	6.000.000
12.	Kasie Personalia	6.000.000	5	20.000.000
13.	Karyawan Personalia	4.000.000	1	6.000.000
14.	Kasie Humas dan Diklat	6.000.000	3	12.000.000
15.	Karyawan Humas dan Diklat	4.000.000	2	12.000.000
16.	Kasie Kesehatan	4.000.000	6	24.000.000
17.	Karyawan Kesehatan	3.500.000	2	8.000.000
18.	Kasie Keamanan	3.500.000	5	17.500.000
19.	Karyawan Keamanan	3.000.000	1	3.500.000
20.	Kasie Distribusi, Promosi dan Penjualan	6.000.000	15	45.000.000
21.	Karyawan Kasie Distribusi, Promosi dan Penjualan	3.000.000	3	18.000.000
22.	Kasie Akuntansi	5.000.000	10	30.000.000
23.	Karyawan Akuntansi	3.000.000	2	10.000.000
24.	Kasie Pengendalian Lingkungan	8.000.000	6	18.000.000
25.	Karyawan Pengendalian Lingkungan	6.000.000	1	8.000.000
26.	Kasie Pengendalian Kualitas	8.000.000	6	36.000.000
27.	Karyawan Pengendalian Kualitas	6.000.000	1	8.000.000
28.	Kasie Laboratorium	8.000.000	2	12.000.000

29.	Karyawan Laboratorium	6.000.000	1	8.000.000
30.	Kasie Utilitas	8.000.000	12	72.000.000
31.	Karyawan Utilitas	5.000.000	1	8.000.000
32.	Kasie Instrumen	8.000.000	21	105.000.000
33.	Karyawan Instrumen	6.000.000	2	16.000.000
34.	Kasie Kelistrikan	6.000.000	18	108.000.000
35.	Karyawan Kelistikan	4.000.000	1	6.000.000
36.	Kasie Mesin	6.000.000	15	60.000.000
37.	Karyawan Mesin	4.000.000	1	6.000.000
38.	Kasie Proses Produksi	10.000.000	15	60.000.000
39.	KaryawanProses Produksi	6.000.000	3	30.000.000
40.	kebersihan	3.000.000	27	162.000.000
41.	Pertamanan	3.000.000	5	15.000.000
Total		375.000.000,00	220	1.347.000.000,00

Total gaji karyawan selama 1 bulan Rp 1.347.000.000,00

Jadi total gaji karyawan selama 1 tahun Rp 16.164.000.000

F.9 Penentuan Investasi Total (*Total Capital Investment*)

Direct cost atau biaya langsung adalah biaya yang diperlukan ntuk pembangunan pabrik. Biaya ini meliputi:

1. Biaya Pemasangan Alat (*Equipment Installation Cost*)

Pemasangan peralatan meliputi biaya pekerja, pondasi, penyangga, podium. Biaya konstruksi dan faktor lainnya berhubungan langsung dengan pemasangan peralatan. Meliputi pemasangan, pengecatan, dan isolasi peralatan. Besarnya biaya pemasangan sekitar 25-55% dari biaya peralatan, diambil sebesar 40% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya pemasangan alat} &= 40\% \times \text{PEC} \\
 &= 40\% \times \text{Rp } 339.337.237.509 \\
 &= \text{Rp } 135.734.895.004
 \end{aligned}$$

Biaya Instrumentasi dan Kontrol

Biaya total instrumentasi tergantung pada jumlah kontrol yang diperlukan

dan sekitar 8-50% dari biaya peralatan. Diambil sebesar 30% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Biaya instrumentasi dan kontrol} &= 30\% \times \text{PEC} \\ &= 30\% \times \text{Rp } 339.337.237.509 \\ &= \text{Rp } 101.801.171.253 \end{aligned}$$

Biaya Perpipaan (*Piping Cost*)

Meliputi biaya pekerja pembungkus pipa, *valve*, *fitting*, pipa penyangga dan lainnya yang termasuk dalam pemasangan semua pipa yang digunakan secara langsung dalam proses. Besarnya biaya perpipaan sekitar 10-80% dari biaya peralatan, diambil sebesar 80% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Biaya perpipaan} &= 80\% \times \text{PEC} \\ &= 80\% \times \text{Rp } 339.337.237.509 \\ &= \text{Rp } 271.469.790.007 \end{aligned}$$

Biaya Instalasi Listrik (*Electrical Installation*)

Biaya untuk instalasi listrik meliputi pekerjaan instalasi utama dan material untuk daya dan lampu dengan penerangan gedung termasuk biaya seris. Besarnya sekitar 10-40% dari biaya peralatan, diambil sebesar 30% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Biaya instalasi listrik} &= 30\% \times \text{PEC} \\ &= 30\% \times \text{Rp } 339.337.237.509 \\ &= \text{Rp } 101.801.171.253 \end{aligned}$$

1. Harga peralatan	PEC	= Rp 339.337.237.509
2. Pemasangan alat	40% PEC	= Rp 135.734.895.004
3. Instrumen dan kontrol	30% PEC	= Rp 101.801.171.253
4. Perpipaan	80% PEC	= Rp 271.469.790.007
5. Instalasi listrik	30% PEC	= Rp 101.801.171.253
Free On Board (FOB)		= Rp 950.144.265.025

2. Biaya Pengadaan Alat (*Purchased Equipment Cost*)

Biaya pengadaan alat adalah biaya pembelian peralatan pabrik dari tempat pembelian sampai ke lokasi pabrik. Biaya terdiri dari:

$$\begin{aligned} \text{a. Biaya Angkutan Kapal} &= 20\% \times \text{FOB} \\ &= 20\% \times \text{Rp } 950.144.265.025 \\ &= \text{Rp } 190.028.853.005 \end{aligned}$$

Maka: *Cost & Freight* (C&F) = Biaya angkutan kapal + FOB

$$\begin{aligned} &= \text{Rp } 190.028.853.005 + \text{Rp} \\ &\quad 950.144.265.025 \\ &= \text{Rp } 1.140.173.118.030 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Asuransi pengangkutan} &= 1\% \times \text{C\&F} \\ &= 1\% \times \text{Rp } 1.140.173.118.030 \\ &= \text{Rp } 11.401.731.180 \end{aligned}$$

Maka: CIF = Biaya asuransi pengangkutan + C&F

$$\begin{aligned} &= \text{Rp } 1.140.173.118.030 + \text{Rp} \\ &\quad 11.401.731.180 \\ &= \text{Rp } 1.151.574.849.211 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Transportasi ke lokasi} &= 10\% \times \text{CIF} \\ &= 10\% \times \text{Rp } 1.151.574.849.211 \\ &= \text{Rp } 115.157.484.921 \end{aligned}$$

Biaya Bangunan (*Building Including Service*)

Biaya untuk bangunan termasuk servis terdiri dari pekerja, material, dan persediaan yang terlibat dalam pemansangan semua gedung yang berhubungan dengan pabrik. Besarnya sekitar 10-70% dari biaya peralatan, diambil sebesar 45% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Biaya bangunan} &= 45\% \times \text{PEC} \\ &= 45\% \times \text{Rp } 339.337.237.509 \end{aligned}$$

$$= \text{Rp } 152.701.756.879$$

Biaya Pengembangan Lahan (*Yard Improvement*)

Biaya ini meliputi biaya untuk pagar, sekolah dasar, fasilitas olahraga, jalan raya, jalan alternatif, pertamanan, dan lainnya. Dalam industri kimia nilainya 5-15% dari biaya peralatan, diambil sebesar 15% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Biaya pengembangan lahan} &= 12\% \times \text{PEC} \\ &= 12\% \times \text{Rp } 339.337.237.509 \\ &= \text{Rp } 40.720.468.501 \end{aligned}$$

2. Tanah (*Land*)

$$\text{Total biaya tanah} = \text{Rp } 34.616.400.000$$

3. *Service Facilities*

Biaya ini meliputi perawatan fasilitas-fasilitas yang ada di dalam pabrik. Dalam industri kimia nilainya sekitar 30-80% dari biaya peralatan, diambil sebesar 50% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Service Facilities} &= 70\% \times \text{PEC} \\ &= 70\% \times \text{Rp } 339.337.237.509 \\ &= \text{Rp } 237.536.066.256 \end{aligned}$$

F.10 Penentuan *Fix Capital Investment*

A. Total Direct Cost (DC)

1.	<i>Cost of Insurance & Freight</i> (CIF)	= Rp 1.151.574.849.211	
1.	Transportasi ke lokasi	= Rp 115.157.484.921	
2.	Biaya bangunan	= Rp 152.701.756.879	
3.	<i>Yard Improvement</i>	= Rp 40.720.468.501	
4.	Tanah	= Rp 34.616.400.000	
5.	<i>Service Facilities</i>	= Rp 237.536.066.256	+

$$\text{Direct Cost (DC)} = \text{Rp } 1.732.307.025.768$$

B. Indirect Cost (IC)

Indirect cost atau biaya tidak langsung meliputi:

a. Biaya Teknik dan Survisi (*Engineering and Supervision Cost*)

Biaya untuk desain konstruksi dan teknik, gambar, akuntansi, konstruksian biaya teknik, travel, reproduksi, komunikasi dan biaya kantor pusat. Besar nya 5- 30% dari biaya langsung, diambil sebesar 30% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Teknik dan supervisi} &= 30\% \times \text{DC} \\ &= 30\% \times \text{Rp } 1.732.307.025.768 \\ &= \text{Rp } 519.692.107.730 \end{aligned}$$

Biaya Konstruksi (*Construction Cost*)

Biaya ini bervariasi pada situasi yang berbeda-beda. Namun dapat diperkirakan sekitar 10-30% dari biaya langsung, diambil sebesar 30% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Konstruksi} &= 30\% \times \text{DC} \\ &= 30\% \times \text{Rp } 1.732.307.025.768 \\ &= \text{Rp } 519.692.107.730 \end{aligned}$$

b. Biaya Perizinan

Biaya ini bervariasi pada situasi yang berbeda-beda. Namun dapat diperkirakan sekitar 5-10% dari biaya langsung, diambil sebesar 8% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Perizinan} &= 8\% \times \text{DC} \\ &= 8\% \times \text{Rp } 1.732.307.025.768 \\ &= \text{Rp } 138.584.562.061 \end{aligned}$$

c. Biaya Jasa Kontraktor (*Contractor's fee*)

Biaya ini bervariasi pada situasi yang berbeda-beda. Namun dapat diperkirakan sekitar 3-10% dari biaya langsung, diambil sebesar 30% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Jasa Kontarktor} &= 4\% \times \text{DC} \\ &= 4\% \times \text{Rp } 1.732.307.025.768 \\ &= \text{Rp } 69.292.281.031 \end{aligned}$$

d. Biaya Tak Terduga (*Contingencies*)

Faktor biaya tak terduga biasanya dilibatkan dalam estimasi investasi modal untuk menjamin kejadian yang tak terduga. Seperti badai, banjir, perubahan harga, perubahan desain yang kecil, kesalahan dalam estimasi dan biaya tak terduga lainnya. Biaya ini berkisar 5-30% dari total FCI, diambil 10% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\text{Biaya tak terduga} = 10\% \times \text{FCI}$$

e. *Plant Start Up*

Sebelum pabrik beroperasi, kemungkinan akan ada perubahan-perubahan yang bertujuan untuk mengoptimalkan kondisi desain. Perubahan itu meliputi material. Peralatan dan kerugian bila pabrik hanya beroperasi dengan kapasitas menurun. Biaya ini berkisar 0-12% dari modal tetap (FCI), diambil sebesar 4% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\text{Plant Start Up} = 4\% \times \text{FCI}$$

1.	Biaya teknik dan supervisi	= Rp 519.692.107.730	
2.	Biaya konstruksi	= Rp 519.692.107.730	
3.	Biaya perizinan	= Rp 138.584.562.061	
4.	Biaya jasa kontraktor	= Rp 69.292.281.031	
5.	Biaya tak terduga	= 10% FCI	
6.	<i>Plant start up</i>	= 4% FCI	+
Indirect Cost (DC)		= Rp 1.247.261.058.553 + 14% FCI	

Fixed Capital Investment (FCI)

$$\text{FCI} = \text{Direct Cost} + \text{Indirect Cost}$$

$$\text{FCI} = \text{Rp } 1.732.307.025.768 + \text{Rp } 1.247.261.058.553 +$$

$$14\% \text{ FCI}$$

$$\text{FCI} = \text{Rp } 2.979.568.084.321 + 14\% \text{ FCI} - 14\% \text{ FCI}$$

$$= \text{Rp } 2.979.568.084.321$$

$$86\% \text{ FCI} = \text{Rp } 2.979.568.084.321$$

$$\text{FCI} = \text{Rp } 2.979.568.084.321 / 0,86$$

$$\text{FCI} = \text{Rp } 3.464.614.051.536$$

Sehingga dapat dihitung:

$$\text{Biaya tak terduga} = 10\% \times \text{Rp } 3.464.614.051.536$$

$$= \text{Rp } 346.461.405.154$$

$$\text{Plant Start Up} = 4\% \times \text{Rp } 3.464.614.051.536$$

$$= \text{Rp } 138.584.562.061$$

$$\text{Indirect Cost (IC)} = \text{Rp } 1.247.261.058.553 + \text{Rp } 485.045.967.215$$

$$= \text{Rp } 1.732.307.025.768$$

F.11 Working Capital Investment (WCI)

Working capital untuk industri pabrik terdiri dari jumlah total uang yang diinvestasikan untuk, stok bahan baku dan persediaan, stok produk akhir dalam proses yang sedang dibuat, uang diterima (*accountreceivable*), uang terbayar (*account payable*), dan pajak terbayar (*taxes payable*). Perbandingan *working capital* terhadap *total capital investment* bervariasi untuk perusahaan yang berbeda, namun sebagian besar pabrik kimia menggunakan *working capital* awal

sebesar 10- 20% dari *total capital invesment*. Diambil sebesar 20% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\text{WCI} = 20\% \text{ Total Capital Invesment}$$

$$\text{WCI} = \text{TCI} - \text{FCI}$$

$$20\% \text{ TCI} = \text{TCI} - \text{FCI}$$

$$\text{TCI} - 15\% \text{TCI} = \text{FCI}$$

$$80\% \text{TCI} = \text{Rp } 3.464.614.051.536$$

$$\text{TCI} = \text{Rp } 3.464.614.051.536/0,80$$

$$\text{TCI} = \text{Rp } 4.330.767.564.420$$

Sehingga:

$$\text{WCI} = 20\% \text{TCI}$$

$$\text{WCI} = 20\% (\text{Rp } 4.330.767.564.420)$$

$$\text{WCI} = \text{Rp } 866.153.512.884$$

F.12 Penentuan Biaya Produksi (*Total Production Cost*)

a. Biaya Produksi Langsung (*Direction Production Cost*)

Bahan Baku (1 tahun)	(A)	= Rp 9.773.747.634.600	
Tenaga Kerja	(A-2)	= Rp 16.164.000.000	
Pengawasan Langsung	20% (A-2)	= Rp 3.232.800.000	
Utilitas		= Rp 520.842.778.664	
Maintenance & Perbaikan	7% FCI	= Rp 242.522.983.608	
Supply Pabrik	0,5% FCI	= Rp 17.323.070.258	
Laboratorium	10%(A-2)	= Rp 1.616.400.000	
Patent and Royalti	3% TPC	= 3% TPC	+
Total biaya produksi langsung (DPC)		= Rp 10.575.449.667.130	+ 3% TPC

Sehingga diperoleh:

<i>Patent and royalty</i>	3% TPC	= Rp 457.946.359.104	
POC	5% TPC	= Rp 763.243.931.841	
Biaya administrasi	4% TPC	= Rp 610.595.145.473	
Biaya distribusi dan penjualan	10% TPC	= Rp 1.526.487.863.682	
Biaya R&D	5% TPC	= Rp 763.243.931.841	+
Total biaya pengeluaran Umum (GE)		= Rp 2.900.326.940.995	

F.13 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dilakukan dengan metode *discounted cash flow* yaitu *cashflow* yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang.

Adapun asumsi yang dipakai adalah sebagai berikut:

1. Modal
 - a. Modal Sendiri = 60%
 - b. Modal pinjaman = 40%
2. Bunga bank = 9,80% (PT Bank Negara Indonesia, 2023)
3. Inflasi = 3% (Bank Indonesia, 2023)
4. Masa konstruksi 2 tahun

Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi pembayaran dilakukan dengan cara sebagai berikut:

- a. Pada awal masa konstruksi (tahun pertama) sebesar 100% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka.
 - b. Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun kedua) dibayarkan sisamodal pinjaman.
5. Umur pabrik diperkirakan sebesar 20 tahun dengan depresiasi 10% tahun ke-1 20% tahun ke-2 sampai tahun ke-4 dan 30%

tahun ke-5.

6. Kapasitas produksi:

Tahun ke-1	= 80%
Tahun ke-2	= 90%
Tahun ke-3 hingga ke-18	= 100%
Tahun ke-19	= 90%
Tahun ke-20	= 80%

7. Pajak pendapatan:

Rp 25.000.000	= 5%
Antara Rp 25.000.000 – Rp 50.000.000	= 10%
Antara Rp 50.000.000 – Rp 100.000.000	= 15%
Antara Rp 100.000.000 – Rp 200.000.000	= 20%
Lebih dari Rp 200.000.000	= 25%

Investasi Pabrik:

Investasi mula-mula (TCI)	= Rp 4.330.767.564.420
Modal sendiri (60% TCI)	= Rp 2.598.460.538.652
Modal pinjaman (40% TCI)	= Rp 1.732.307.025.768

Perhitungan biaya total produksi:

Biaya produksi (TPC)	= Rp 15.264.878.636.816
----------------------	-------------------------

Tabel F.7 Biaya Operasi Untuk Kapasitas 80%, 90% dan 100%

No	Kapasitas	Biaya Operasi (Rp)
1	80%	12.211.902.909.453
2	90%	13.738.390.773.134
3	100%	15.264.878.636.816

Tabel F.8 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi ke	%	Modal Pinjaman Biaya (Rp)	Bunga (9,80%)	Jumlah (Rp)
2	0	0		
1	100	1.732.307.025.768	169.766.088.525	1.902.073.114.293
0			186.403.165.201	186.403.165.201
Modal pinjaman akhir masa konstruksi				2.088.476.279.494

Tabel F.9 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi ke	%	Modal Sendiri Biaya (Rp)	Inflasi (3%)	Jumlah (Rp)
2	100	2.598.460.538.652	77.953.816.160	2.676.414.354.812
1	0	0	80.292.430.644	80.292.430.644
0			2.408.772.919	2.408.772.919
Modal sendiri akhir masa konstruksi				2.759.115.558.376

Total biaya pada akhir masa konstruksi

= Modal pinjaman + Modal sendiri

= Rp 2.759.115.558.376+ Rp 2.088.476.279.494

= Rp 4.847.591.837.870

Analias Ekonomi Metode Linear

Total Investasi = Rp 4.847.591.837.870

Total Modal Sendiri = Rp 2.759.115.558.376

Total Modal Pinjaman = Rp 2.088.476.279.494

Biaya Produksi (TPC) = Rp 15.264.878.636.816

Depresiasi per tahun	= Rp 13.573.489.500
Depresiasi 20 Tahun Umur Pabrik	= Rp 271.469.790.007
Harga Jual Produk	= Rp 18.000.000.000.000

A. Perhitungan Laba

1. Sebelum Pajak

$$\begin{aligned}
 \text{Laba sebelum pajak} &= \text{Harga jual produk} - \text{Biaya produksi} \\
 &= \text{Rp } 18.000.000.000.000 - \text{Rp } 15.264.878.636.816 \\
 &= \text{Rp } 2.735.121.363.184
 \end{aligned}$$

2. Pajak Perusahaan

$$\begin{aligned}
 \text{Pajak perusahaan} &= 25\% \times \text{Rp } 2.735.121.363.184 \\
 &= \text{Rp } 683.780.340.796
 \end{aligned}$$

3. Laba Sesudah Pajak (Laba Bersih)

$$\begin{aligned}
 \text{Laba sesudah pajak} &= \text{Laba sebelum pajak} - \text{Pajak perusahaan} \\
 &= \text{Rp } 2.735.121.363.184 - \text{Rp } 683.780.340.796 \\
 &= \text{Rp } 2.051.341.022.388
 \end{aligned}$$

F.14 Profit Margin (PM)

$$PM = \frac{\text{laba sebelum pajak}}{\text{total penjualan}}$$

$$PM = \frac{\text{Rp } 2.735.121.363.184}{\text{Rp } 18.000.000.000.000}$$

$$PM = 15\%$$

F.15 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time*)

Pay Out Time (waktu pengembalian modal) adalah angka yang

menunjukkan beberapa lama waktu pengembalian modal dengan membandingkan besar modal investasi dengan penghasilan bersih tiap tahun.

$$\begin{aligned} \text{POT sesudah pajak} &= \text{TCI}/(\text{Depresiasi} + \text{Laba sesudah pajak}) \\ &= \text{Rp } 4.847.591.837.870/(\text{Rp } 13.573.489.500 + \text{Rp} \\ &\quad 2.051.341.022.388) \\ &= 2,8 \text{ tahun} \end{aligned}$$

POT Berdasarkan *Cash Flow*

Untuk menghitung waktu Pengembalian modal, maka dihitung akumulasi modal sebagai berikut:

Tabel F.10 *Cummulative Cash Flow* (Rupiah)

Tahun Ke-	Net Cash Flow	Cummulative Cash Flow
1	1.654.646.307.411	1.654.646.307.411
2	1.859.780.409.650	3.514.426.717.060
3	2.064.914.511.888	5.579.341.228.949
4	2.064.914.511.888	7.644.255.740.837
5	2.064.914.511.888	9.709.170.252.725
6	2.064.914.511.888	11.774.084.764.614
7	2.064.914.511.888	13.838.999.276.502
8	2.064.914.511.888	15.903.913.788.390
9	2.064.914.511.888	17.968.828.300.279
10	2.064.914.511.888	20.033.742.812.167

Dengan TCI sebesar Rp 4.847.591.837.870,- dengan cara interpolasi antara tahun ke 2 dan 3, diperoleh waktu pengembalian modal adalah 2,8 tahun.

F.16 Return On Investment (ROI)

Return On Investment adalah besarnya persentase pengembalian modal tiap tahun dari penghasilan bersih bertahun-tahun.

$$\text{ROI} = \frac{\text{laba sesudah pajak}}{\text{total modal investasi}} \times 100 \%$$

$$\text{ROI} = \frac{\text{Rp } 2.051.341.022.388}{\text{Rp } 4.847.591.837.870} \times 100\%$$

$$\text{ROI} = 42\%$$

F.17 Return On Network (RON)

$$\text{RON} = \frac{\text{laba sesudah pajak}}{\text{total modal sendiri}} \times 100\%$$

$$\text{RON} = \frac{\text{Rp } 2.051.341.022.388}{\text{Rp } 2.759.115.558.376} \times 100\%$$

$$\text{RON} = 74 \%$$

F.18 Analisa Ekonomi Metode Cash Flow

Total Investasi	= Rp 4.847.591.837.870
Total Modal Sendiri	= Rp 2.759.115.558.376
Total Modal Pinjaman	= Rp 2.088.476.279.494
Biaya Produksi (TPC)	= Rp 15.264.878.636.816
Depresiasi per tahun	= Rp 13.573.489.500
Depresiasi 20 Tahun Umur Pabrik	= Rp 271.469.790.007
Harga Jual Produk	= Rp 18.000.000.000.000
Umur Pabrik	= 20 tahun
Pengembalian Pinjaman	= 2,8 tahun
Bunga Pinjaman	= 9,80%
Inflasi	= 3%
Pajak	= 25%
Kapasitas Produksi	
Tahun ke-1	= 80%
Tahun ke-2	= 90%
Tahun ke-3 hingga ke-18	= 100%
Tahun ke-19	= 90%

Tahun ke-20 = 80%

F.19 Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate Of Return, IRR*)

Internal rate of return (IRR) adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Hasil data perhitungan *internal rate of return* (IRR) dapat dilihat pada tabel F.12.

$$\sum = \frac{CF}{(1+i)^n}$$

CF = *Cash Flow*

pada tahun ke-n

n = tahun

Tabel F.11 *Trial Laju Bunga (i)*

Tahun ke	<i>Net Cash Flow</i> (CF)	<i>Present Value</i> 9,80%	IRR 39,29%
1	1.654.646.307.411	1.506.963.850.101	1.187.912.085.343
2	1.859.780.409.650	1.542.613.005.307	958.561.366.040
3	2.064.914.511.888	1.559.893.886.842	764.081.096.259
4	2.064.914.511.888	1.420.668.385.102	548.552.983.416
5	2.064.914.511.888	1.293.869.203.189	393.819.945.406
6	2.064.914.511.888	1.178.387.252.449	282.733.216.459
7	2.064.914.511.888	1.073.212.433.925	202.981.267.511
8	2.064.914.511.888	977.424.803.210	145.725.343.050
9	2.064.914.511.888	890.186.523.871	104.619.878.807
10	2.064.914.511.888	810.734.539.044	75.109.235.034
11	2.064.914.511.888	738.373.897.126	53.922.803.694
12	2.064.914.511.888	672.471.673.157	38.712.533.245
13	2.064.914.511.888	612.451.432.747	27.792.698.591

14	2.064.914.511.888	557.788.190.116	19.953.075.405
15	2.064.914.511.888	508.003.816.135	14.324.813.289
16	2.064.914.511.888	462.662.856.225	10.284.142.750
17	2.064.914.511.888	421.368.721.516	7.383.244.024
18	2.064.914.511.888	383.760.219.960	5.300.616.068
19	1.859.780.409.650	314.787.302.863	3.427.402.169
20	1.654.646.307.411	255.069.406.810	2.189.211.391
Total		17.180.691.399.696	4.847.386.957.951

Modal awal = Rp 4.847.591.837.870, dari perhitungan diperoleh nilai $i = 39,29\%$ per tahun. Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk pinjaman modal pada bank. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan kondisi tingkat bunga bank sebesar 9,80%.

F.20 Analisa Titik Impas (*Break Event Poin, BEP*)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas produksi dimana biaya produk total sama dengan hasil penjualan.

Tabel F.12 Biaya FC, VC, SVC dan S

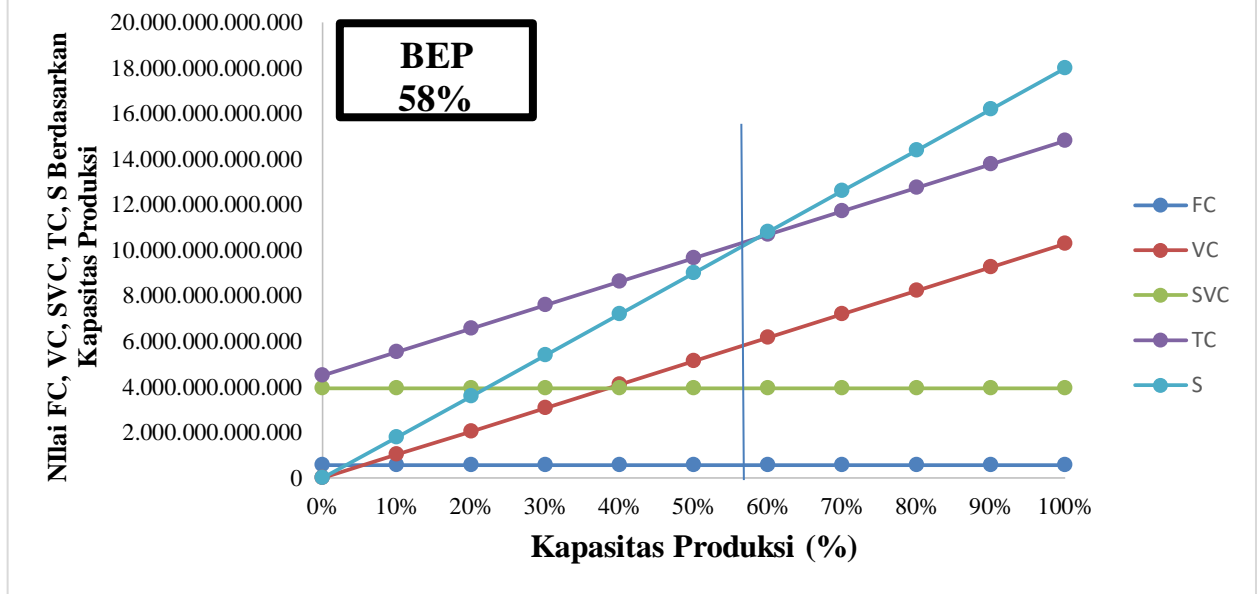
No	Keterangan	Jumlah (Rp)
1	Biaya Tetap (FC)	567.911.737.746
2	Biaya Variabel (VC)	
	Bahan baku	9.773.747.634.600
	Utilitas	520.842.778.664
	Total	10.294.590.413.264
3	Baiya Semi Variabel (SVC)	
	Gaji karyawan	16.164.000.000
	Pengawasan	3.232.800.000
	Pemeliharaan dan perbaikan	242.522.983.608
	Operating supplies	17.323.070.258


	Laboratorium	1.616.400.000
	Plant Over Head	763.243.931.841
	Pengeluaran Umum	2.900.326.940.995
	Total	3.944.430.126.701
4	Total Penjualan (S)	18.000.000.000.000


Tabel F.12 FC, VC, dan S Berdasarkan Kapasitas Produksi

No.	Kapasitas Produksi	FC	VC	SVC	TC	S
1	0%	567.911.737.746	0	3.944.430.126.701	Rp 4.512.341.864.447	0
2	10%	567.911.737.746	1.029.459.041.326	3.944.430.126.701	Rp 5.541.800.905.774	1.800.000.000.000
3	20%	567.911.737.746	2.058.918.082.653	3.944.430.126.701	Rp 6.571.259.947.100	3.600.000.000.000
4	30%	567.911.737.746	3.088.377.123.979	3.944.430.126.701	Rp 7.600.718.988.427	5.400.000.000.000
5	40%	567.911.737.746	4.117.836.165.306	3.944.430.126.701	Rp 8.630.178.029.753	7.200.000.000.000
6	50%	567.911.737.746	5.147.295.206.632	3.944.430.126.701	Rp 9.659.637.071.079	9.000.000.000.000
7	60%	567.911.737.746	6.176.754.247.959	3.944.430.126.701	Rp10.689.096.112.406	10.800.000.000.000
8	70%	567.911.737.746	7.206.213.289.285	3.944.430.126.701	Rp 11.718.555.153.732	12.600.000.000.000
9	80%	567.911.737.746	8.235.672.330.611	3.944.430.126.701	Rp 12.748.014.195.059	14.400.000.000.000
10	90%	567.911.737.746	9.265.131.371.938	3.944.430.126.701	Rp 13.777.473.236.385	16.200.000.000.000
11	100%	567.911.737.746	10.294.590.413.264	3.944.430.126.701	Rp14.806.932.277.712	18.000.000.000.000

Break Event Point



1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name:	Paraxylene fix.hsc				
2			Unit Set:	NewUser3b				
3			Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023				
4			Material Stream: toluene				Fluid Package:	Basis-1
5							Property Package:	NRTL - Ideal
6	CONDITIONS							
7		Overall	Liquid Phase	Aqueous Phase				
8	Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.9900	0.0100				
9	Temperature: (C)	25.00 *	25.00	25.00				
10	Pressure: (atm)	1.000 *	1.000	1.000				
11	Molar Flow (kgmole/h)	180.2 *	178.4	1.800				
12	Mass Flow (kg/h)	1.647e+004	1.644e+004	32.45				
13	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	18.93	18.89	3.252e-002				
14	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	9739	1.271e+004	-2.849e+005				
15	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	-95.77	-96.81	6.555				
16	Heat Flow (kJ/h)	1.755e+006	2.268e+006	-5.127e+005				
17	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	18.85 *	18.82	3.198e-002				
18	PROPERTIES							
19		Overall	Liquid Phase	Aqueous Phase				
20	Molecular Weight	91.40	92.14	18.03				
21	Molar Density (kgmole/m3)	9.458	9.379	55.87				
22	Mass Density (kg/m3)	864.5	864.2	1007				
23	Act. Volume Flow (m3/h)	19.05	19.02	3.221e-002				
24	Mass Enthalpy (kJ/kg)	106.5	137.9	-1.580e+004				
25	Mass Entropy (kJ/kg-C)	-1.048	-1.051	0.3636				
26	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	151.1	151.8	75.71				
27	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.653	1.648	4.200				
28	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	3.736e+006	3.774e+006	658.0				
29	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	3.899e+006	3.938e+006	4.169e+004				
30	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.266e+004	4.274e+004	2312				
31	CO2 Loading	---	---	---				
32	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---	---				
33	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---	---				
34	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.087e+004	4.096e+004	36.50				
35	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	0.9983	1.718e-003				
36	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	0.9980	1.970e-003				
37	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	0.9983	1.691e-003				
38	Mass Exergy (kJ/kg)	9.055e-007	---	---				
39	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	---	---				
40	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000				
41	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	---				
42	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	9.522	9.443	55.35				
43	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	151.1	151.8	75.71				
44	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	4261	4218	42.56				
45	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	870.3	870.0	997.9				
46	Act. Liq. Flow (m3/s)	5.292e-003	5.283e-003	8.948e-006				
47	Z Factor	---	4.358e-003	7.316e-004				
48	Watson K	10.14	10.14	10.14				
49	User Property	---	---	---				
50	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	---	---				
51	Cp/(Cp - R)	1.058	1.058	1.123				
52	Cp/Cv	1.342	1.344	1.152				
53	Ideal Gas Cp/Cv	1.088	1.087	1.329				
54	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	103.0	103.7	33.59				
55	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.127	1.126	1.863				
56	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.789e+004	---	---				
57	Kinematic Viscosity (cSt)	0.6355	0.6318	0.8840				
58	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	873.9	873.4	1015				
59	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	18.85	18.82	3.198e-002				
60	Liquid Fraction	1.000	1.000	1.000				
61	Molar Volume (m3/kgmole)	0.1057	0.1066	1.790e-002				
62	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	414.5	---	---				
63	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.9900	0.0100				

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Material Stream: toluene (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

PROPERTIES

		Overall	Liquid Phase	Aqueous Phase		
12	Surface Tension (dyne/cm)	---	27.90	72.09		
13	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1364	0.1361	0.6110		
14	Bubble Point Pressure (atm)	6.872e-002	---	---		
15	Viscosity (cP)	0.5493	0.5460	0.8904		
16	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	142.7	143.5	67.40		
17	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	1.562	1.557	3.739		
18	Cv (kJ/kgmole-C)	112.5	113.0	65.75		
19	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.231	1.226	3.647		
20	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	2.689e+004	81.99		
21	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	291.8	4.548		
22	Cp/Cv (Ent. Method)	---	5.646e-003	0.9235		
23	Reid VP at 37.8 C (atm)	7.015e-002	7.015e-002	7.015e-002		
24	True VP at 37.8 C (atm)	0.1348	0.1139	0.1194		
25	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	18.85	18.82	3.198e-002		
26	Viscosity Index	-3.853	---	---		

COMPOSITION

Overall Phase Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
33 Toluene	178.3981 *	0.9900 *	16437.7443 *	0.9980 *	18.8930 *	0.9983 *
34 Methanol	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
35 p-Xylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
36 H2O	1.8019 *	0.0100 *	32.4613 *	0.0020 *	0.0325 *	0.0017 *
37 Total	180.2000	1.0000	16470.2056	1.0000	18.9255	1.0000

Liquid Phase Phase Fraction 0.9900

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
42 Toluene	178.3978	1.0000	16437.7154	1.0000	18.8930	1.0000
43 Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
44 p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45 H2O	0.0024	0.0000	0.0430	0.0000	0.0000	0.0000
46 Total	178.4002	1.0000	16437.7584	1.0000	18.8930	1.0000

Aqueous Phase Phase Fraction 9.988e-003


COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
51 Toluene	0.0003	0.0002	0.0289	0.0009	0.0000	0.0010
52 Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53 p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54 H2O	1.7995	0.9998	32.4183	0.9991	0.0325	0.9990
55 Total	1.7998	1.0000	32.4472	1.0000	0.0325	1.0000


K VALUE

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
59 Toluene	0.0000	0.0000	0.0000
60 Methanol	---	---	---
61 p-Xylene	---	---	---
62 H2O	0.0000	0.0000	0.0000

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
66 Tank:	T-101	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Paraxylene fix.hsc	
2			Unit Set: NewUser3b	
3			Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023	
4				
5			Fluid Package: Basis-1	
6	Material Stream: toluene (continued)		Property Package: NRTL - Ideal	
7	UTILITIES			
8	(No utilities reference this stream)			
9	PROCESS UTILITY			
10				
11	DYNAMICS			
12				
13	Pressure Specification (Active): 1.000 atm *			
14	Flow Specification (Active)	Molar: 180.2 kgmole/h *	Mass: 1.647e+004 kg/h	Std Ideal Liq Volume: 18.93 m3/h
15	User Variables			
16				
17	NOTES			
18				
19	Description			
20				
21	Material Stream: methanol		Fluid Package: Basis-1	
22			Property Package: NRTL - Ideal	
23	CONDITIONS			
24		Overall	Liquid Phase	
25	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
26	Temperature: (C)	25.00 *	25.00	
27	Pressure: (atm)	1.000 *	1.000	
28	Molar Flow (kgmole/h)	181.7	181.7	
29	Mass Flow (kg/h)	5796	5796	
30	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	7.276	7.276	
31	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.399e+005	-2.399e+005	
32	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	46.75	46.75	
33	Heat Flow (kJ/h)	-4.358e+007	-4.358e+007	
34	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	7.270 *	7.270	
35	PROPERTIES			
36		Overall	Liquid Phase	
37	Molecular Weight	31.90	31.90	
38	Molar Density (kgmole/m3)	24.67	24.67	
39	Mass Density (kg/m3)	787.0	787.0	
40	Act. Volume Flow (m3/h)	7.365	7.365	
41	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-7520	-7520	
42	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.466	1.466	
43	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	115.1	115.1	
44	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.608	3.608	
45	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	6.317e+005	6.317e+005	
46	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	7.133e+005	7.133e+005	
47	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2.236e+004	2.236e+004	
48	CO2 Loading	---	---	
49	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---	
50	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---	
51	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	1.980e+004	1.980e+004	
52	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.000	
53	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000	
54	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000	
55	Mass Exergy (kJ/kg)	2.594e-006	---	
56	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	---	
57	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	
58	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	
59	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	24.97	24.97	
60	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10	
61			Page 3 of 197	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Material Stream: methanol (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

PROPERTIES

	Overall	Liquid Phase		
12	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	115.1	115.1	
13	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	4296	4296	
14	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	796.6	796.6	
15	Act. Liq. Flow (m3/s)	2.046e-003	2.046e-003	
16	Z Factor	1.657e-003	1.657e-003	
17	Watson K	10.63	10.63	
18	User Property	---	---	
19	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	---	
20	Cp/(Cp - R)	1.078	1.078	
21	Cp/Cv	1.367	1.367	
22	Ideal Gas Cp/Cv	1.235	1.235	
23	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	43.75	43.75	
24	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.371	1.371	
25	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.536e+004	---	
26	Kinematic Viscosity (cSt)	0.6950	0.6950	
27	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	797.3	797.3	
28	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	7.270	7.270	
29	Liquid Fraction	1.000	1.000	
30	Molar Volume (m3/kgmole)	4.054e-002	4.054e-002	
31	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	1108	---	
32	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000	
33	Surface Tension (dyne/cm)	30.02	30.02	
34	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1825	0.1825	
35	Bubble Point Pressure (atm)	0.1665	---	
36	Viscosity (cP)	0.5469	0.5469	
37	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	106.8	106.8	
38	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.347	3.347	
39	Cv (kJ/kgmole-C)	84.17	84.17	
40	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.639	2.639	
41	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	
42	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	
43	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	
44	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3158	0.3158	
45	True VP at 37.8 C (atm)	0.3139	0.3139	
46	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	7.270	7.270	
47	Viscosity Index	-2.268	---	

COMPOSITION

Overall Phase


Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
54	Toluene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
55	Methanol	179.8680 *	0.9900 *	5763.3136 *	0.9944 *	7.2429 *
56	p-Xylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
57	H2O	1.8170 *	0.0100 *	32.7329 *	0.0056 *	0.0328 *
58	Total	181.6850	1.0000	5796.0465	1.0000	7.2757

Liquid Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
63	Toluene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
64	Methanol	179.8680	0.9900	5763.3136	0.9944	7.2429
65	p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
66	H2O	1.8170	0.0100	32.7329	0.0056	0.0328
67	Total	181.6850	1.0000	5796.0465	1.0000	7.2757

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

6	Material Stream: methanol (continued)	Fluid Package:	Basis-1
7		Property Package:	NRTL - Ideal
8			

9	K VALUE			
10	COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
11	Toluene	---	---	---
12	Methanol	0.0000	0.0000	---
13	p-Xylene	---	---	---
14	H2O	0.0000	0.0000	---
15				

16	UNIT OPERATIONS		
17	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
18	Tank:	T-102	

19	UTILITIES		
20	(No utilities reference this stream)		

21	PROCESS UTILITY		
22			

23	DYNAMICS		
24			

25	Pressure Specification (Active):	1.000 atm *		
26	Flow Specification (Inactive)	Molar:	181.7 kgmole/h	Mass: 5796 kg/h
27				Std Ideal Liq Volume: 7.276 m3/h


28	User Variables			
29				

30	NOTES			
31				
32	Description			
33				

34	Material Stream: 3	Fluid Package:	Basis-1
35		Property Package:	NRTL - Ideal
36			

37	CONDITIONS				
38		Overall	Liquid Phase	Aqueous Phase	
39	Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.9900	0.0100	
40	Temperature: (C)	25.13	25.13	25.13	
41	Pressure: (atm)	2.400 *	2.400	2.400	
42	Molar Flow (kgmole/h)	180.2	178.4	1.800	
43	Mass Flow (kg/h)	1.647e+004	1.644e+004	32.45	
44	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	18.93	18.89	3.252e-002	
45	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	9759	1.273e+004	-2.848e+005	
46	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	-88.45	-89.40	6.589	
47	Heat Flow (kJ/h)	1.758e+006	2.271e+006	-5.127e+005	
48	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	18.85 *	18.82	3.198e-002	

49	PROPERTIES				
50		Overall	Liquid Phase	Aqueous Phase	
51	Molecular Weight	91.40	92.14	18.03	
52	Molar Density (kgmole/m3)	9.458	9.379	55.87	
53	Mass Density (kg/m3)	864.4	864.2	1007	
54	Act. Volume Flow (m3/h)	19.05	19.02	3.221e-002	
55	Mass Enthalpy (kJ/kg)	106.8	138.2	-1.580e+004	
56	Mass Entropy (kJ/kg-C)	-0.9677	-0.9703	0.3655	
57	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	151.1	151.9	75.71	
58	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.653	1.648	4.199	
59	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	3.736e+006	3.774e+006	659.8	
60	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	3.899e+006	3.938e+006	4.169e+004	
61	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.266e+004	4.274e+004	2313	
62	CO2 Loading	---	---	---	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Material Stream: 3 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

PROPERTIES


	Overall	Liquid Phase	Aqueous Phase		
12	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---	---	
13	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---	---	
14	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.087e+004	4.096e+004	36.60	
15	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	0.9983	1.718e-003	
16	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	0.9980	1.970e-003	
17	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	0.9983	1.691e-003	
18	Mass Exergy (kJ/kg)	-23.69	---	---	
19	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	---	---	
20	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000	
21	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	---	
22	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	9.522	9.443	55.35	
23	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	151.1	151.9	75.71	
24	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	4261	4218	42.56	
25	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	870.3	870.0	997.9	
26	Act. Liq. Flow (m3/s)	5.292e-003	5.284e-003	8.948e-006	
27	Z Factor	---	1.045e-002	1.755e-003	
28	Watson K	10.14	10.14	10.14	
29	User Property	---	---	---	
30	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	---	---	
31	Cp/(Cp - R)	1.058	1.058	1.123	
32	Cp/Cv	1.342	1.344	1.152	
33	Ideal Gas Cp/Cv	1.088	1.087	1.329	
34	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	103.1	103.8	33.59	
35	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.128	1.126	1.863	
36	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.805e+004	---	---	
37	Kinematic Viscosity (cSt)	0.6345	0.6309	0.8814	
38	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	873.9	873.4	1015	
39	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	18.85	18.82	3.198e-002	
40	Liquid Fraction	1.000	1.000	1.000	
41	Molar Volume (m3/kgmole)	0.1057	0.1066	1.790e-002	
42	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	416.3	---	---	
43	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.9900	0.0100	
44	Surface Tension (dyne/cm)	---	27.88	72.07	
45	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1363	0.1360	0.6112	
46	Bubble Point Pressure (atm)	6.925e-002	---	---	
47	Viscosity (cP)	0.5485	0.5452	0.8878	
48	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	142.8	143.6	67.39	
49	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	1.562	1.558	3.738	
50	Cv (kJ/kgmole-C)	112.6	113.0	65.74	
51	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.232	1.227	3.646	
52	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	1.171e+004	76.63	
53	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	127.1	4.251	
54	Cp/Cv (Ent. Method)	---	1.297e-002	0.9879	
55	Reid VP at 37.8 C (atm)	7.015e-002	7.015e-002	7.015e-002	
56	True VP at 37.8 C (atm)	0.1348	0.1141	0.1196	
57	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	18.85	18.82	3.198e-002	
58	Viscosity Index	-3.878	---	---	

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
65	Toluene	178.3981	0.9900	16437.7443	0.9980	18.8930	0.9983
66	Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
67	p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
68	H2O	1.8019	0.0100	32.4613	0.0020	0.0325	0.0017

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Material Stream: 3 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

COMPOSITION

Overall Phase (continued)

Vapour Fraction 0.0000

13	Total	180.2000	1.0000	16470.2056	1.0000	18.9255	1.0000
----	-------	----------	--------	------------	--------	---------	--------

Liquid Phase

Phase Fraction 0.9900

16	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
18	Toluene	178.3978	1.0000	16437.7153	1.0000	18.8930	1.0000
19	Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
20	p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
21	H2O	0.0024	0.0000	0.0431	0.0000	0.0000	0.0000
22	Total	178.4002	1.0000	16437.7585	1.0000	18.8930	1.0000

Aqueous Phase

Phase Fraction 9.988e-003

25	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
27	Toluene	0.0003	0.0002	0.0290	0.0009	0.0000	0.0010
28	Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	H2O	1.7995	0.9998	32.4182	0.9991	0.0325	0.9990
31	Total	1.7998	1.0000	32.4472	1.0000	0.0325	1.0000

K VALUE

34	COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
35	Toluene	0.0000	0.0000	0.0000
36	Methanol	---	---	---
37	p-Xylene	---	---	---
38	H2O	0.0000	0.0000	0.0000

UNIT OPERATIONS

41	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
42	Mixer: M-101	Pump: P-101	

UTILITIES

(No utilities reference this stream)

PROCESS UTILITY

DYNAMICS

51	Pressure Specification (Active):	2.400 atm *
52	Flow Specification (Inactive) Molar:	180.2 kgmole/h
	Mass:	1.647e+004 kg/h
	Std Ideal Liq Volume:	18.93 m3/h

User Variables

NOTES


Description

Material Stream: 4

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

CONDITIONS

66	Overall	Liquid Phase
67	Vapour / Phase Fraction	0.0000
68	Temperature: (C)	25.00 *

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Material Stream: 4 (continued)


Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

CONDITIONS

		Overall	Liquid Phase
12	Pressure: (atm)	2.400 *	2.400
13	Molar Flow (kgmole/h)	181.7	181.7
14	Mass Flow (kg/h)	5796	5796
15	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	7.276	7.276
16	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.399e+005	-2.399e+005
17	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	53.96	53.96
18	Heat Flow (kJ/h)	-4.358e+007	-4.358e+007
19	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	7.270 *	7.270

PROPERTIES

		Overall	Liquid Phase
23	Molecular Weight	31.90	31.90
24	Molar Density (kgmole/m3)	24.67	24.67
25	Mass Density (kg/m3)	787.1	787.1
26	Act. Volume Flow (m3/h)	7.364	7.364
27	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-7520	-7520
28	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.691	1.691
29	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	115.1	115.1
30	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.608	3.608
31	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	6.317e+005	6.317e+005
32	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	7.133e+005	7.133e+005
33	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2.236e+004	2.236e+004
34	CO2 Loading	---	---
35	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---
36	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---
37	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	1.980e+004	1.980e+004
38	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.000
39	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000
40	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000
41	Mass Exergy (kJ/kg)	-67.35	---
42	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	---
43	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000
44	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---
45	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	24.97	24.97
46	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	115.1	115.1
47	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	4296	4296
48	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	796.6	796.6
49	Act. Liq. Flow (m3/s)	2.046e-003	2.046e-003
50	Z Factor	3.976e-003	3.976e-003
51	Watson K	10.63	10.63
52	User Property	---	---
53	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	---
54	Cp/(Cp - R)	1.078	1.078
55	Cp/Cv	1.367	1.367
56	Ideal Gas Cp/Cv	1.235	1.235
57	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	43.75	43.75
58	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.371	1.371
59	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.358e+004	---
60	Kinematic Viscosity (cSt)	0.6949	0.6949
61	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	797.3	797.3
62	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	7.270	7.270
63	Liquid Fraction	1.000	1.000
64	Molar Volume (m3/kgmole)	4.053e-002	4.053e-002
65	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	1053	---
66	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000
67	Surface Tension (dyne/cm)	30.02	30.02
68	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1825	0.1825

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Material Stream: 4 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

PROPERTIES

		Overall	Liquid Phase		
12	Bubble Point Pressure (atm)	0.1665	---		
13	Viscosity (cP)	0.5470	0.5470		
14	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	106.8	106.8		
15	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.347	3.347		
16	Cv (kJ/kgmole-C)	84.19	84.19		
17	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.639	2.639		
18	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---		
19	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---		
20	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---		
21	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3158	0.3158		
22	True VP at 37.8 C (atm)	0.3139	0.3139		
23	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	7.270	7.270		
24	Viscosity Index	-2.268	---		

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
31	Toluene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	Methanol	179.8680	0.9900	5763.3136	0.9944	7.2429
33	p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	H2O	1.8170	0.0100	32.7329	0.0056	0.0328
35	Total	181.6850	1.0000	5796.0465	1.0000	7.2757

Liquid Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
40	Toluene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
41	Methanol	179.8680	0.9900	5763.3136	0.9944	7.2429
42	p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	H2O	1.8170	0.0100	32.7329	0.0056	0.0328
44	Total	181.6850	1.0000	5796.0465	1.0000	7.2757

K VALUE

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
48	Toluene	---	---
49	Methanol	0.0000	0.0000
50	p-Xylene	---	---
51	H2O	0.0000	0.0000

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
55	Mixer: M-102	Pump: P-102

UTILITIES

(No utilities reference this stream)


PROCESS UTILITY


DYNAMICS

64	Pressure Specification (Active):	2.400 atm *
65	Flow Specification (Inactive)	Molar: 181.7 kgmole/h
	Mass:	5796 kg/h
	Std Ideal Liq Volume:	7.276 m3/h

User Variables

NOTES

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Paraxylene fix.hsc		
2			Unit Set: NewUser3b		
3			Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023		
4					
5					
6	Material Stream: 4 (continued)			Fluid Package: Basis-1	
7				Property Package: NRTL - Ideal	
8	NOTES				
9	Description				
10					
11					
12	Material Stream: 1			Fluid Package: Basis-1	
13				Property Package: NRTL - Ideal	
14	CONDITIONS				
15		Overall	Liquid Phase	Aqueous Phase	Vapour Phase
16	Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.9900	0.0100	0.0000
17	Temperature: (C)	25.00	25.00	25.00	25.00
18	Pressure: (atm)	1.000	1.000	1.000	1.000
19	Molar Flow (kgmole/h)	180.2	178.4	1.800	0.0000
20	Mass Flow (kg/h)	1.647e+004	1.644e+004	32.45	0.0000
21	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	18.93	18.89	3.252e-002	0.0000
22	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	9739	1.271e+004	-2.849e+005	-8.232e+004
23	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	-95.77	-96.81	6.555	91.36
24	Heat Flow (kJ/h)	1.755e+006	2.268e+006	-5.127e+005	0.0000
25	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	18.85 *	18.82	3.198e-002	0.0000
26	PROPERTIES				
27		Overall	Liquid Phase	Aqueous Phase	Vapour Phase
28	Molecular Weight	91.40	92.14	18.03	58.42
29	Molar Density (kgmole/m3)	9.458	9.379	55.87	4.087e-002
30	Mass Density (kg/m3)	864.5	864.2	1007	2.388
31	Act. Volume Flow (m3/h)	19.05	19.02	3.221e-002	0.0000
32	Mass Enthalpy (kJ/kg)	106.5	137.9	-1.580e+004	-1409
33	Mass Entropy (kJ/kg-C)	-1.048	-1.051	0.3636	1.564
34	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	151.1	151.8	75.71	71.97
35	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.653	1.648	4.200	1.232
36	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	3.736e+006	3.774e+006	658.0	2.057e+006
37	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	3.899e+006	3.938e+006	4.169e+004	2.165e+006
38	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.266e+004	4.274e+004	2312	3.706e+004
39	CO2 Loading	---	---	---	---
40	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---	---	---
41	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---	---	---
42	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.087e+004	4.096e+004	36.50	3.521e+004
43	Phase Fraction [Vol. Basis]	---	0.9983	1.718e-003	---
44	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	0.9980	1.970e-003	0.0000
45	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	0.9983	1.691e-003	0.0000
46	Mass Exergy (kJ/kg)	9.055e-007	---	---	---
47	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	---	---	---
48	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
49	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	---	---
50	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	9.522	9.443	55.35	15.17
51	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	151.1	151.8	75.71	71.97
52	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	4261	4218	42.56	0.0000
53	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	870.3	870.0	997.9	886.0
54	Act. Liq. Flow (m3/s)	5.292e-003	5.283e-003	8.948e-006	---
55	Z Factor	---	4.358e-003	7.316e-004	1.000
56	Watson K	10.14	10.14	10.14	10.14
57	User Property	---	---	---	---
58	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	---	---	---
59	Cp/(Cp - R)	1.058	1.058	1.123	1.131
60	Cp/Cv	1.342	1.344	1.152	1.131
61	Ideal Gas Cp/Cv	1.088	1.087	1.329	1.131
62	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	103.0	103.7	33.59	71.81
63	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.127	1.126	1.863	1.229
64	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 10 of 197

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Material Stream: 1 (continued)

Fluid Package: Basis-1

Property Package: NRTL - Ideal

PROPERTIES

	Overall	Liquid Phase	Aqueous Phase	Vapour Phase
12	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.789e+004	---	---
13	Kinematic Viscosity (cSt)	0.6355	0.6318	0.8840
14	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	873.9	873.4	1015
15	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	18.85	18.82	3.198e-002
16	Liquid Fraction	1.000	1.000	1.000
17	Molar Volume (m3/kgmole)	0.1057	0.1066	1.790e-002
18	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	414.5	---	---
19	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.9900	0.0100
20	Surface Tension (dyne/cm)	---	27.90	72.09
21	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1364	0.1361	0.6110
22	Bubble Point Pressure (atm)	6.872e-002	---	---
23	Viscosity (cP)	0.5493	0.5460	0.8904
24	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	142.7	143.5	67.40
25	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	1.562	1.557	3.739
26	Cv (kJ/kgmole-C)	112.5	113.0	65.75
27	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.231	1.226	3.647
28	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	2.689e+004	81.99
29	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	291.8	4.548
30	Cp/Cv (Ent. Method)	---	5.646e-003	0.9235
31	Reid VP at 37.8 C (atm)	7.015e-002	7.015e-002	7.015e-002
32	True VP at 37.8 C (atm)	0.1348	0.1139	0.1194
33	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	18.85	18.82	3.198e-002
34	Viscosity Index	-3.853	---	---

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
41	Toluene	178.3981	0.9900	16437.7443	0.9980	18.8930
42	Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
44	H2O	1.8019	0.0100	32.4613	0.0020	0.0325
45	Total	180.2000	1.0000	16470.2056	1.0000	18.9255

Liquid Phase

Phase Fraction 0.9900

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
50	Toluene	178.3978	1.0000	16437.7154	1.0000	18.8930
51	Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52	p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	H2O	0.0024	0.0000	0.0430	0.0000	0.0000
54	Total	178.4002	1.0000	16437.7584	1.0000	18.8930

Aqueous Phase


Phase Fraction 9.988e-003

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
59	Toluene	0.0003	0.0002	0.0289	0.0009	0.0000
60	Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
61	p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
62	H2O	1.7995	0.9998	32.4183	0.9991	0.0325
63	Total	1.7998	1.0000	32.4472	1.0000	0.0325

Vapour Phase

Phase Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
68	Toluene	0.0000	0.5450	0.0000	0.8597	0.0000

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Material Stream: 1 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

COMPOSITION

Vapour Phase (continued)

Phase Fraction 0.0000

13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
15	Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16	p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
17	H2O	0.0000	0.4550	0.0000	0.1403	0.0000	0.1246
18	Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000

K VALUE

21	COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
22	Toluene	0.5505	0.5450	3125
23	Methanol	---	---	---
24	p-Xylene	---	---	---
25	H2O	45.50	3.403e+004	0.4551

UNIT OPERATIONS

28	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
29	Pump: P-101	Tank: T-101	

UTILITIES

(No utilities reference this stream)

PROCESS UTILITY

DYNAMICS

38	Pressure Specification (Inactive)	1.000 atm
39	Flow Specification (Inactive)	Molar: 180.2 kgmole/h Mass: 1.647e+004 kg/h Std Ideal Liq Volume: 18.93 m3/h

User Variables

NOTES

Description

Material Stream: 2


Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

CONDITIONS

53		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase
54	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	0.0000
55	Temperature: (C)	25.00	25.00	25.00
56	Pressure: (atm)	1.000	1.000	1.000
57	Molar Flow (kgmole/h)	181.7	181.7	0.0000
58	Mass Flow (kg/h)	5796	5796	0.0000
59	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	7.276	7.276	0.0000
60	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.399e+005	-2.399e+005	-2.014e+005
61	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	46.75	46.75	174.8
62	Heat Flow (kJ/h)	-4.358e+007	-4.358e+007	0.0000
63	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	7.270 *	7.270	0.0000


PROPERTIES

66		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase
67	Molecular Weight	31.90	31.90	31.99
68	Molar Density (kgmole/m3)	24.67	24.67	4.087e-002

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

6	Material Stream: 2 (continued)	Fluid Package:	Basis-1
7		Property Package:	NRTL - Ideal
8			

PROPERTIES						
		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase		
12	Mass Density (kg/m3)	787.0	787.0	1.308		
13	Act. Volume Flow (m3/h)	7.365	7.365	0.0000		
14	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-7520	-7520	-6297		
15	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.466	1.466	5.464		
16	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	115.1	115.1	43.82		
17	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.608	3.608	1.370		
18	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	6.317e+005	6.317e+005	6.358e+005		
19	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	7.133e+005	7.133e+005	7.176e+005		
20	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2.236e+004	2.236e+004	2.243e+004		
21	CO2 Loading	---	---	---		
22	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---	---		
23	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---	---		
24	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	1.980e+004	1.980e+004	1.987e+004		
25	Phase Fraction [Vol. Basis]	---	1.000	---		
26	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000	0.0000		
27	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000	0.0000		
28	Mass Exergy (kJ/kg)	2.594e-006	---	---		
29	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	---	---		
30	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000		
31	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	---		
32	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	24.97	24.97	24.88		
33	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	115.1	115.1	43.82		
34	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	4296	4296	0.0000		
35	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	796.6	796.6	796.1		
36	Act. Liq. Flow (m3/s)	2.046e-003	2.046e-003	---		
37	Z Factor	---	1.657e-003	1.000		
38	Watson K	10.63	10.63	10.63		
39	User Property	---	---	---		
40	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	---	---		
41	Cp/(Cp - R)	1.078	1.078	1.234		
42	Cp/Cv	1.367	1.367	1.234		
43	Ideal Gas Cp/Cv	1.235	1.235	1.234		
44	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	43.75	43.75	43.82		
45	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.371	1.371	1.370		
46	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.536e+004	---	---		
47	Kinematic Viscosity (cSt)	0.6950	0.6950	4.376		
48	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	797.3	797.3	796.7		
49	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	7.270	7.270	0.0000		
50	Liquid Fraction	1.000	1.000	0.0000		
51	Molar Volume (m3/kgmole)	4.054e-002	4.054e-002	24.46		
52	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	1108	---	---		
53	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000	0.0000		
54	Surface Tension (dyne/cm)	30.02	30.02	---		
55	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1825	0.1825	1.328e-002		
56	Bubble Point Pressure (atm)	0.1665	---	---		
57	Viscosity (cP)	0.5469	0.5469	5.722e-003		
58	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	106.8	106.8	35.51		
59	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.347	3.347	1.110		
60	Cv (kJ/kgmole-C)	84.17	84.17	35.51		
61	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.639	2.639	1.110		
62	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	---		
63	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	---		
64	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---		
65	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3158	0.3158	0.3158		
66	True VP at 37.8 C (atm)	0.3139	0.3139	0.3151		
67	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	7.270	7.270	0.0000		
68	Viscosity Index	-2.268	---	---		

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Material Stream: 2 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

COMPOSITION

Overall Phase Vapour Fraction 0.0000

13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
15	Toluene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16	Methanol	179.8680	0.9900	5763.3136	0.9944	7.2429	0.9955
17	p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
18	H2O	1.8170	0.0100	32.7329	0.0056	0.0328	0.0045
19	Total	181.6850	1.0000	5796.0465	1.0000	7.2757	1.0000

Liquid Phase Phase Fraction 1.0000

22	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
24	Toluene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	Methanol	179.8680	0.9900	5763.3136	0.9944	7.2429	0.9955
26	p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	H2O	1.8170	0.0100	32.7329	0.0056	0.0328	0.0045
28	Total	181.6850	1.0000	5796.0465	1.0000	7.2757	1.0000

Vapour Phase Phase Fraction 0.0000

31	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
33	Toluene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	Methanol	0.0000	0.9963	0.0000	0.9979	0.0000	0.9983
35	p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
36	H2O	0.0000	0.0037	0.0000	0.0021	0.0000	0.0017
37	Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000

K VALUE

40	COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
41	Toluene	---	---	---
42	Methanol	1.006	1.006	---
43	p-Xylene	---	---	---
44	H2O	0.3673	0.3673	---

UNIT OPERATIONS

47	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
48	Pump: P-102	Tank: T-102	

UTILITIES

(No utilities reference this stream)

PROCESS UTILITY


DYNAMICS


57	Pressure Specification (Inactive)	1.000 atm
58	Flow Specification (Inactive)	Molar: 181.7 kgmole/h Mass: 5796 kg/h Std Ideal Liq Volume: 7.276 m3/h

User Variables

NOTES

Description

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2			Unit Set:	NewUser3b
3			Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4				
5				
6	Material Stream: 6		Fluid Package:	Basis-1
7			Property Package:	NRTL - Ideal
8				
9	CONDITIONS			
10		Overall	Liquid Phase	
11				
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
13	Temperature: (C)	25.07	25.07	
14	Pressure: (atm)	2.400	2.400	
15	Molar Flow (kgmole/h)	369.9	369.9	
16	Mass Flow (kg/h)	2.252e+004	2.252e+004	
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	26.52	26.52	
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.182e+005	-1.182e+005	
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	-9.477	-9.477	
20	Heat Flow (kJ/h)	-4.374e+007	-4.374e+007	
21	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	25.85 *	25.85	
22	PROPERTIES			
23		Overall	Liquid Phase	
24				
25	Molecular Weight	60.90	60.90	
26	Molar Density (kgmole/m3)	14.14	14.14	
27	Mass Density (kg/m3)	861.2	861.2	
28	Act. Volume Flow (m3/h)	26.15	26.15	
29	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1942	-1942	
30	Mass Entropy (kJ/kg-C)	-0.1556	-0.1556	
31	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	132.6	132.6	
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.178	2.178	
33	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	2.144e+006	2.144e+006	
34	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	2.266e+006	2.266e+006	
35	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	3.720e+004	3.720e+004	
36	CO2 Loading	---	---	
37	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---	
38	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---	
39	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	3.521e+004	3.521e+004	
40	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.000	
41	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000	
42	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000	
43	Mass Exergy (kJ/kg)	-35.43	---	
44	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	---	
45	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	
46	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	
47	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	13.94	13.94	
48	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	132.6	132.6	
49	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	8746	8746	
50	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	849.2	849.2	
51	Act. Liq. Flow (m3/s)	7.265e-003	7.265e-003	
52	Z Factor	6.935e-003	6.935e-003	
53	Watson K	10.22	10.22	
54	User Property	---	---	
55	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	---	
56	Cp/(Cp - R)	1.067	1.067	
57	Cp/Cv	1.353	1.353	
58	Ideal Gas Cp/Cv	1.129	1.129	
59	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	72.65	72.65	
60	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.193	1.193	
61	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.637e+004	---	
62	Kinematic Viscosity (cSt)	0.6599	0.6599	
63	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	871.4	871.4	
64	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	25.85	25.85	
65	Liquid Fraction	1.000	1.000	
66	Molar Volume (m3/kgmole)	7.071e-002	7.071e-002	
67	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	597.2	---	
68	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000	
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10	Page 15 of 197

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Material Stream: 6 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

PROPERTIES

		Overall	Liquid Phase		
12	Surface Tension (dyne/cm)	29.19	29.19		
13	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1601	0.1601		
14	Bubble Point Pressure (atm)	0.1698	---		
15	Viscosity (cP)	0.5684	0.5684		
16	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	124.3	124.3		
17	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.042	2.042		
18	Cv (kJ/kgmole-C)	98.02	98.02		
19	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.610	1.610		
20	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	1.384e+004	1.384e+004		
21	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	227.3	227.3		
22	Cp/Cv (Ent. Method)	9.582e-003	9.582e-003		
23	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3169	0.3169		
24	True VP at 37.8 C (atm)	0.3171	0.3171		
25	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	25.85	25.85		
26	Viscosity Index	-3.152	---		

COMPOSITION

Overall Phase Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
33	Toluene	178.3981	0.4823	16437.7443	0.7298	18.8930	0.7123
34	Methanol	187.7781	0.5077	6016.7657	0.2671	7.5614	0.2851
35	p-Xylene	0.0339	0.0001	3.5988	0.0002	0.0042	0.0002
36	H2O	3.6749	0.0099	66.2045	0.0029	0.0663	0.0025
37	Total	369.8850	1.0000	22524.3133	1.0000	26.5249	1.0000

Liquid Phase Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
42	Toluene	178.3981	0.4823	16437.7443	0.7298	18.8930	0.7123
43	Methanol	187.7781	0.5077	6016.7657	0.2671	7.5614	0.2851
44	p-Xylene	0.0339	0.0001	3.5988	0.0002	0.0042	0.0002
45	H2O	3.6749	0.0099	66.2045	0.0029	0.0663	0.0025
46	Total	369.8850	1.0000	22524.3133	1.0000	26.5249	1.0000

K VALUE

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY	
50	Toluene	0.0000	0.0000	---
51	Methanol	0.0000	0.0000	---
52	p-Xylene	0.0000	0.0000	---
53	H2O	0.0000	0.0000	---

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Heat Exchanger: HE-101	Mixer: M-101	


UTILITIES

(No utilities reference this stream)

PROCESS UTILITY

DYNAMICS

66	Pressure Specification (Inactive)	2.400 atm			
67	Flow Specification (Inactive)	Molar: 369.9 kgmole/h	Mass: 2.252e+004 kg/h	Std Ideal Liq Volume: 26.52 m3/h	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

6	Material Stream: 6 (continued)	Fluid Package:	Basis-1
7		Property Package:	NRTL - Ideal
8			

User Variables

NOTES

Description


17	Material Stream: 10	Fluid Package:	Basis-1
18		Property Package:	NRTL - Ideal
19			

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
22			
23	Vapour / Phase Fraction	0.4341	0.5659
24	Temperature: (C)	144.8	144.8
25	Pressure: (atm)	2.400	2.400
26	Molar Flow (kgmole/h)	369.9	209.3
27	Mass Flow (kg/h)	2.252e+004	1.520e+004
28	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	25.58	17.37
29	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.251e+005	-1.047e+005
30	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	137.0	112.0
31	Heat Flow (kJ/h)	-4.627e+007	-2.192e+007
32	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	24.75 *	16.97

PROPERTIES

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
35			
36	Molecular Weight	60.89	72.63
37	Molar Density (kgmole/m3)	0.1598	10.58
38	Mass Density (kg/m3)	9.732	768.6
39	Act. Volume Flow (m3/h)	2314	19.78
40	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2054	-1442
41	Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.250	1.543
42	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	131.2	171.0
43	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.155	2.354
44	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	2.128e+006	2.712e+006
45	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	2.249e+006	2.854e+006
46	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	3.693e+004	3.930e+004
47	CO2 Loading	---	---
48	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---
49	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---
50	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	3.494e+004	3.734e+004
51	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.3211	0.6789
52	Phase Fraction [Mass Basis]	0.3251	0.6749
53	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.9915	8.545e-003
54	Mass Exergy (kJ/kg)	12.65	---
55	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	---
56	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000
57	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	2295	---
58	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	14.46	12.05
59	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	131.2	171.0
60	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	8746	4949
61	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	880.4	875.1
62	Act. Liq. Flow (m3/s)	5.494e-003	5.494e-003
63	Z Factor	---	6.613e-003
64	Watson K	10.44	10.45
65	User Property	---	---
66	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	---
67	Cp/(Cp - R)	1.068	1.051
68	Cp/Cv	1.029	1.162

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Material Stream: 10 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

PROPERTIES

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
12	Ideal Gas Cp/Cv	1.089	1.120
13	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	101.7	77.63
14	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.671	1.702
15	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.027e+004	---
16	Kinematic Viscosity (cSt)	---	3.372
17	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	909.9	932.1
18	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	24.75	7.856
19	Liquid Fraction	0.5659	0.0000
20	Molar Volume (m3/kgmole)	6.257	14.29
21	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	661.3	---
22	Phase Fraction [Molar Basis]	0.4341	0.4341
23	Surface Tension (dyne/cm)	28.65	---
24	Thermal Conductivity (W/m-K)	---	2.383e-002
25	Bubble Point Pressure (atm)	3.562	---
26	Viscosity (cP)	---	1.076e-002
27	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	122.9	71.09
28	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.018	1.559
29	Cv (kJ/kgmole-C)	127.6	71.09
30	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.095	1.559
31	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---
32	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---
33	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---
34	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.1491	0.2719
35	True VP at 37.8 C (atm)	7.982e-002	0.1056
36	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	24.83	7.856
37	Viscosity Index	-24.17	---

COMPOSITION

Overall Phase Vapour Fraction 0.4341


COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
44	Toluene	0.0090	0.0000	0.8253	0.0000	0.0009
45	Methanol	9.3889	0.0254	300.8383	0.0134	0.3781
46	p-Xylene	178.4230	0.4824	18942.4613	0.8410	21.9183
47	H2O	182.0641	0.4922	3279.9029	0.1456	3.2865
48	Total	369.8850	1.0000	22524.0278	1.0000	25.5839


Vapour Phase Phase Fraction 0.4341

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
53	Toluene	0.0068	0.0000	0.6303	0.0001	0.0007
54	Methanol	8.8246	0.0550	282.7573	0.0386	0.3553
55	p-Xylene	48.8450	0.3042	5185.6832	0.7081	6.0004
56	H2O	102.9085	0.6408	1853.9066	0.2532	1.8576
57	Total	160.5850	1.0000	7322.9774	1.0000	8.2141

Liquid Phase Phase Fraction 0.5659

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
62	Toluene	0.0021	0.0000	0.1950	0.0000	0.0002
63	Methanol	0.5643	0.0027	18.0810	0.0012	0.0227
64	p-Xylene	129.5780	0.6191	13756.7781	0.9050	15.9180
65	H2O	79.1556	0.3782	1425.9963	0.0938	1.4289
66	Total	209.3000	1.0000	15201.0504	1.0000	17.3698

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Paraxylene fix.hsc	
2			Unit Set: NewUser3b	
3			Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023	
4				
5				
6	Material Stream: 10 (continued)			Fluid Package: Basis-1
7				Property Package: NRTL - Ideal
8				
9	K VALUE			
10				
11	COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
12	Toluene	4.213	4.213	---
13	Methanol	20.38	20.38	---
14	p-Xylene	0.4913	0.4913	---
15	H2O	1.694	1.694	---
16	UNIT OPERATIONS			
17				
18	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION	
19	Cooler: C-201	Heat Exchanger: HE-101		
20	UTILITIES			
21	(No utilities reference this stream)			
22	PROCESS UTILITY			
23				
24	DYNAMICS			
25				
26				
27				
28	Pressure Specification (Inactive)	2.400 atm		
29	Flow Specification (Inactive)	Molar: 369.9 kgmole/h	Mass: 2.252e+004 kg/h	Std Ideal Liq Volume: 25.58 m3/h
30	User Variables			
31				
32	NOTES			
33				
34	Description			
35				
36				
37				
38	Material Stream: 15			Fluid Package: Basis-1
39				Property Package: NRTL - Ideal
40				
41	CONDITIONS			
42				
43		Overall	Liquid Phase	
44	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
45	Temperature: (C)	25.00 *	25.00	
46	Pressure: (atm)	2.400 *	2.400	
47	Molar Flow (kgmole/h)	9.363 *	9.363	
48	Mass Flow (kg/h)	302.0	302.0	
49	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	0.3788	0.3788	
50	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.388e+005	-2.388e+005	
51	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	54.17	54.17	
52	Heat Flow (kJ/h)	-2.236e+006	-2.236e+006	
53	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	0.3782 *	0.3782	
54	PROPERTIES			
55				
56		Overall	Liquid Phase	
57	Molecular Weight	32.26	32.26	
58	Molar Density (kgmole/m3)	24.44	24.44	
59	Mass Density (kg/m3)	788.4	788.4	
60	Act. Volume Flow (m3/h)	0.3831	0.3831	
61	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-7404	-7404	
62	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.679	1.679	
63	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	115.5	115.5	
64	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.580	3.580	
65	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	6.495e+005	6.495e+005	
66	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	7.317e+005	7.317e+005	
67	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2.268e+004	2.268e+004	
68	CO2 Loading	---	---	
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Material Stream: 15 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

PROPERTIES


	Overall	Liquid Phase		
12	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---	
13	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---	
14	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2.013e+004	2.013e+004	
15	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.000	
16	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000	
17	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000	
18	Mass Exergy (kJ/kg)	-66.81	---	
19	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	---	
20	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	
21	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	
22	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	24.71	24.71	
23	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	115.5	115.5	
24	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	221.4	221.4	
25	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	797.2	797.2	
26	Act. Liq. Flow (m3/s)	1.064e-004	1.064e-004	
27	Z Factor	4.014e-003	4.014e-003	
28	Watson K	10.62	10.62	
29	User Property	---	---	
30	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	---	
31	Cp/(Cp - R)	1.078	1.078	
32	Cp/Cv	1.369	1.369	
33	Ideal Gas Cp/Cv	1.232	1.232	
34	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	44.13	44.13	
35	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.368	1.368	
36	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.358e+004	---	
37	Kinematic Viscosity (cSt)	0.6946	0.6946	
38	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	798.6	798.6	
39	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	0.3782	0.3782	
40	Liquid Fraction	1.000	1.000	
41	Molar Volume (m3/kgmole)	4.092e-002	4.092e-002	
42	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	1041	---	
43	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000	
44	Surface Tension (dyne/cm)	29.88	29.88	
45	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1815	0.1815	
46	Bubble Point Pressure (atm)	0.1667	---	
47	Viscosity (cP)	0.5476	0.5476	
48	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	107.2	107.2	
49	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.322	3.322	
50	Cv (kJ/kgmole-C)	84.38	84.38	
51	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.616	2.616	
52	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	
53	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	
54	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	
55	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3157	0.3157	
56	True VP at 37.8 C (atm)	0.3144	0.3144	
57	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	0.3782	0.3782	
58	Viscosity Index	-2.277	---	

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
65	Toluene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
66	Methanol	9.2575 *	0.9888 *	296.6279 *	0.3728 *	0.9840 *
67	p-Xylene	0.0397 *	0.0042 *	4.2119 *	0.0049 *	0.0129 *
68	H2O	0.0656 *	0.0070 *	1.1824 *	0.0012 *	0.0031 *

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Material Stream: 15 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

COMPOSITION

Overall Phase (continued)

Vapour Fraction 0.0000

13	Total	9.3628	1.0000	302.0221	1.0000	0.3788	1.0000
----	-------	--------	--------	----------	--------	--------	--------

Liquid Phase

Phase Fraction 1.000

16	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
18	Toluene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
19	Methanol	9.2575	0.9888	296.6279	0.9821	0.3728	0.9840
20	p-Xylene	0.0397	0.0042	4.2119	0.0139	0.0049	0.0129
21	H2O	0.0656	0.0070	1.1824	0.0039	0.0012	0.0031
22	Total	9.3628	1.0000	302.0221	1.0000	0.3788	1.0000

K VALUE

25	COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
26	Toluene	---	---	---
27	Methanol	0.0000	0.0000	---
28	p-Xylene	0.0000	0.0000	---
29	H2O	0.0000	0.0000	---

UNIT OPERATIONS

32	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
33	Tee: TEE-301	Recycle: RCY-301	

UTILITIES

(No utilities reference this stream)

PROCESS UTILITY

DYNAMICS

42	Pressure Specification (Inactive)	2.400 atm *
43	Flow Specification (Inactive)	Molar: 9.363 kgmole/h * Mass: 302.0 kg/h Std Ideal Liq Volume: 0.3788 m3/h

User Variables

NOTES


Description

Material Stream: 14

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal


CONDITIONS

57		Overall	Liquid Phase
58	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
59	Temperature: (C)	25.00 *	25.00
60	Pressure: (atm)	2.400 *	2.400
61	Molar Flow (kgmole/h)	9.357	9.357
62	Mass Flow (kg/h)	302.2	302.2
63	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	0.3790	0.3790
64	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.387e+005	-2.387e+005
65	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	54.11	54.11
66	Heat Flow (kJ/h)	-2.233e+006	-2.233e+006
67	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	0.3783 *	0.3783

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

6	Material Stream: 14 (continued)	Fluid Package:	Basis-1
7		Property Package:	NRTL - Ideal
8			

PROPERTIES					
		Overall	Liquid Phase		
12	Molecular Weight	32.30	32.30		
13	Molar Density (kgmole/m3)	24.42	24.42		
14	Mass Density (kg/m3)	788.6	788.6		
15	Act. Volume Flow (m3/h)	0.3832	0.3832		
16	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-7389	-7389		
17	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.675	1.675		
18	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	115.5	115.5		
19	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.576	3.576		
20	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	6.517e+005	6.517e+005		
21	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	7.340e+005	7.340e+005		
22	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2.272e+004	2.272e+004		
23	CO2 Loading	---	---		
24	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---		
25	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---		
26	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2.018e+004	2.018e+004		
27	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.000		
28	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000		
29	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000		
30	Mass Exergy (kJ/kg)	-66.72	---		
31	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	---		
32	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000		
33	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---		
34	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	24.69	24.69		
35	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	115.5	115.5		
36	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	221.2	221.2		
37	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	797.4	797.4		
38	Act. Liq. Flow (m3/s)	1.065e-004	1.065e-004		
39	Z Factor	4.018e-003	4.018e-003		
40	Watson K	10.62	10.62		
41	User Property	---	---		
42	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	---		
43	Cp/(Cp - R)	1.078	1.078		
44	Cp/Cv	1.369	1.369		
45	Ideal Gas Cp/Cv	1.232	1.232		
46	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	44.18	44.18		
47	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.368	1.368		
48	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.358e+004	---		
49	Kinematic Viscosity (cSt)	0.6945	0.6945		
50	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	798.9	798.9		
51	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	0.3783	0.3783		
52	Liquid Fraction	1.000	1.000		
53	Molar Volume (m3/kgmole)	4.096e-002	4.096e-002		
54	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	1040	---		
55	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000		
56	Surface Tension (dyne/cm)	29.88	29.88		
57	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1814	0.1814		
58	Bubble Point Pressure (atm)	0.1668	---		
59	Viscosity (cP)	0.5477	0.5477		
60	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	107.2	107.2		
61	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.319	3.319		
62	Cv (kJ/kgmole-C)	84.40	84.40		
63	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.613	2.613		
64	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---		
65	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---		
66	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---		
67	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3159	0.3159		
68	True VP at 37.8 C (atm)	0.3147	0.3147		

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Material Stream: 14 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

PROPERTIES

	Overall	Liquid Phase		
12	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	0.3783	0.3783	
13	Viscosity Index	-2.279	---	

COMPOSITION

Overall Phase Vapour Fraction 0.0000

18	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
20	Toluene	0.0070	0.0008	0.6489	0.0021	0.0007	0.0020
21	Methanol	9.2446	0.9880	296.2148	0.9801	0.3723	0.9821
22	p-Xylene	0.0394	0.0042	4.1801	0.0138	0.0048	0.0128
23	H2O	0.0659	0.0070	1.1866	0.0039	0.0012	0.0031
24	Total	9.3569	1.0000	302.2305	1.0000	0.3790	1.0000

Liquid Phase Phase Fraction 1.000

27	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
29	Toluene	0.0070	0.0008	0.6489	0.0021	0.0007	0.0020
30	Methanol	9.2446	0.9880	296.2148	0.9801	0.3723	0.9821
31	p-Xylene	0.0394	0.0042	4.1801	0.0138	0.0048	0.0128
32	H2O	0.0659	0.0070	1.1866	0.0039	0.0012	0.0031
33	Total	9.3569	1.0000	302.2305	1.0000	0.3790	1.0000

K VALUE

36	COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
37	Toluene	0.0000	0.0000	---
38	Methanol	0.0000	0.0000	---
39	p-Xylene	0.0000	0.0000	---
40	H2O	0.0000	0.0000	---

UNIT OPERATIONS

43	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
44	Recycle: RCY-301	Cooler: C-301	

UTILITIES

(No utilities reference this stream)

PROCESS UTILITY


DYNAMICS


53	Pressure Specification (Active):	2.400 atm *
54	Flow Specification (Inactive) Molar:	9.357 kgmole/h
	Mass:	302.2 kg/h
	Std Ideal Liq Volume:	0.3790 m3/h


User Variables


NOTES

Description

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2			Unit Set:	NewUser3b
3			Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4				
5				
6	Material Stream: 16		Fluid Package:	Basis-1
7			Property Package:	NRTL - Ideal
8				
9	CONDITIONS			
10				
11		Overall	Liquid Phase	
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
13	Temperature: (C)	25.00	25.00	
14	Pressure: (atm)	2.400	2.400	
15	Molar Flow (kgmole/h)	8.000 *	8.000	
16	Mass Flow (kg/h)	258.1	258.1	
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	0.3237	0.3237	
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.388e+005	-2.388e+005	
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	54.17	54.17	
20	Heat Flow (kJ/h)	-1.911e+006	-1.911e+006	
21	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	0.3231 *	0.3231	
22	PROPERTIES			
23				
24		Overall	Liquid Phase	
25	Molecular Weight	32.26	32.26	
26	Molar Density (kgmole/m3)	24.44	24.44	
27	Mass Density (kg/m3)	788.4	788.4	
28	Act. Volume Flow (m3/h)	0.3273	0.3273	
29	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-7404	-7404	
30	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.679	1.679	
31	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	115.5	115.5	
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.580	3.580	
33	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	6.495e+005	6.495e+005	
34	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	7.317e+005	7.317e+005	
35	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2.268e+004	2.268e+004	
36	CO2 Loading	---	---	
37	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---	
38	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---	
39	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2.013e+004	2.013e+004	
40	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.000	
41	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000	
42	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000	
43	Mass Exergy (kJ/kg)	-66.81	---	
44	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	---	
45	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	
46	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	
47	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	24.71	24.71	
48	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	115.5	115.5	
49	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	189.2	189.2	
50	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	797.2	797.2	
51	Act. Liq. Flow (m3/s)	9.092e-005	9.092e-005	
52	Z Factor	4.014e-003	4.014e-003	
53	Watson K	10.62	10.62	
54	User Property	---	---	
55	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	---	
56	Cp/(Cp - R)	1.078	1.078	
57	Cp/Cv	1.369	1.369	
58	Ideal Gas Cp/Cv	1.232	1.232	
59	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	44.13	44.13	
60	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.368	1.368	
61	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.358e+004	---	
62	Kinematic Viscosity (cSt)	0.6946	0.6946	
63	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	798.6	798.6	
64	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	0.3231	0.3231	
65	Liquid Fraction	1.000	1.000	
66	Molar Volume (m3/kgmole)	4.092e-002	4.092e-002	
67	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	1041	---	
68	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000	
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10	Page 24 of 197

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA			Case Name: Paraxylene fix.hsc			
2				Unit Set: NewUser3b			
3				Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023			
4							
5	Material Stream: 16 (continued)			Fluid Package: Basis-1			
6				Property Package: NRTL - Ideal			
7	PROPERTIES						
8		Overall	Liquid Phase				
9	Surface Tension (dyne/cm)	29.88	29.88				
10	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1815	0.1815				
11	Bubble Point Pressure (atm)	0.1667	---				
12	Viscosity (cP)	0.5476	0.5476				
13	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	107.2	107.2				
14	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.322	3.322				
15	Cv (kJ/kgmole-C)	84.38	84.38				
16	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.616	2.616				
17	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---				
18	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---				
19	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---				
20	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3157	0.3157				
21	True VP at 37.8 C (atm)	0.3144	0.3144				
22	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	0.3231	0.3231				
23	Viscosity Index	-2.277	---				
24	COMPOSITION						
25	Overall Phase						
26						Vapour Fraction	0.0000
27	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
28	Toluene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	Methanol	7.9100	0.9888	253.4521	0.9821	0.3185	0.9840
30	p-Xylene	0.0339	0.0042	3.5988	0.0139	0.0042	0.0129
31	H2O	0.0561	0.0070	1.0103	0.0039	0.0010	0.0031
32	Total	8.0000	1.0000	258.0612	1.0000	0.3237	1.0000
33	Liquid Phase						
34						Phase Fraction	1.000
35	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
36	Toluene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	Methanol	7.9100	0.9888	253.4521	0.9821	0.3185	0.9840
38	p-Xylene	0.0339	0.0042	3.5988	0.0139	0.0042	0.0129
39	H2O	0.0561	0.0070	1.0103	0.0039	0.0010	0.0031
40	Total	8.0000	1.0000	258.0612	1.0000	0.3237	1.0000
41	K VALUE						
42	COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY			
43	Toluene	---	---	---			
44	Methanol	0.0000	0.0000	---			
45	p-Xylene	0.0000	0.0000	---			
46	H2O	0.0000	0.0000	---			
47	UNIT OPERATIONS						
48	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION				
49	Mixer: M-102	Tee: TEE-301					
50	UTILITIES						
51	(No utilities reference this stream)						
52	PROCESS UTILITY						
53	DYNAMICS						
54	Pressure Specification (Inactive)	2.400 atm					
55	Flow Specification (Active)	Molar: 8.000 kgmole/h *	Mass: 258.1 kg/h	Std Ideal Liq Volume: 0.3237 m3/h			
56	Aspen Technology Inc.						
57	Aspen HYSYS Version 10						
58	Page 25 of 197						

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2			Unit Set:	NewUser3b
3			Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4				
5			Fluid Package:	Basis-1
6	Material Stream: 16 (continued)		Property Package:	NRTL - Ideal
7				
8	User Variables			
9	NOTES			
10	Description			
11			Fluid Package:	Basis-1
12	Material Stream: 17		Property Package:	NRTL - Ideal
13				
14	CONDITIONS			
15				
16				
17				
18				
19				
20				
21				
22				
23	Vapour / Phase Fraction	Overall	Liquid Phase	
24	Temperature: (C)	0.0000	1.0000	
25	Pressure: (atm)	25.00	25.00	
26	Molar Flow (kgmole/h)	2.400	2.400	
27	Mass Flow (kg/h)	1.363	1.363	
28	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	43.96	43.96	
29	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	5.514e-002	5.514e-002	
30	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	-2.388e+005	-2.388e+005	
31	Heat Flow (kJ/h)	54.17	54.17	
32	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	-3.255e+005	-3.255e+005	
33		5.505e-002 *	5.505e-002	
34	PROPERTIES			
35				
36				
37				
38				
39				
40				
41				
42				
43				
44				
45				
46				
47				
48				
49				
50				
51				
52				
53				
54				
55				
56				
57				
58				
59				
60				
61				
62				
63				
64				
65				
66				
67				
68				
69				
69	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 10		Page 26 of 197

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Material Stream: 17 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

PROPERTIES

	Overall	Liquid Phase		
12	Ideal Gas Cp/Cv	1.232	1.232	
13	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	44.13	44.13	
14	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.368	1.368	
15	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.358e+004	---	
16	Kinematic Viscosity (cSt)	0.6946	0.6946	
17	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	798.6	798.6	
18	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	5.505e-002	5.505e-002	
19	Liquid Fraction	1.000	1.000	
20	Molar Volume (m3/kgmole)	4.092e-002	4.092e-002	
21	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	1041	---	
22	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000	
23	Surface Tension (dyne/cm)	29.88	29.88	
24	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1815	0.1815	
25	Bubble Point Pressure (atm)	0.1667	---	
26	Viscosity (cP)	0.5476	0.5476	
27	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	107.2	107.2	
28	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.322	3.322	
29	Cv (kJ/kgmole-C)	84.38	84.38	
30	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.616	2.616	
31	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	
32	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	
33	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	
34	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3157	0.3157	
35	True VP at 37.8 C (atm)	0.3144	0.3144	
36	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	5.505e-002	5.505e-002	
37	Viscosity Index	-2.277	---	

COMPOSITION

Overall Phase						Vapour Fraction	0.0000
----------------------	--	--	--	--	--	-----------------	--------

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
44	Toluene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45	Methanol	1.3475	0.9888	43.1758	0.0543	0.9840
46	p-Xylene	0.0058	0.0042	0.6131	0.0007	0.0129
47	H2O	0.0096	0.0070	0.1721	0.0002	0.0031
48	Total	1.3628	1.0000	43.9609	1.0000	0.0551

Liquid Phase

Phase Fraction 1.000


COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
53	Toluene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	Methanol	1.3475	0.9888	43.1758	0.0543	0.9840
55	p-Xylene	0.0058	0.0042	0.6131	0.0007	0.0129
56	H2O	0.0096	0.0070	0.1721	0.0002	0.0031
57	Total	1.3628	1.0000	43.9609	1.0000	0.0551


K VALUE

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
61	Toluene	---	---
62	Methanol	0.0000	0.0000
63	p-Xylene	0.0000	0.0000
64	H2O	0.0000	0.0000

UNIT OPERATIONS

67	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
68		Tee: TEE-301	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Paraxylene fix.hsc	
2			Unit Set: NewUser3b	
3			Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023	
4				
5			Fluid Package: Basis-1	
6	Material Stream: 17 (continued)		Property Package: NRTL - Ideal	
7	UTILITIES			
8	(No utilities reference this stream)			
9	PROCESS UTILITY			
10				
11	DYNAMICS			
12				
13	Pressure Specification (Inactive)	2.400 atm		
14	Flow Specification (Inactive)	Molar: 1.363 kgmole/h	Mass: 43.96 kg/h	Std Ideal Liq Volume: 5.14e-002 m3/h
15	User Variables			
16				
17	NOTES			
18				
19	Description			
20				
21	Material Stream: 5		Fluid Package: Basis-1	
22			Property Package: NRTL - Ideal	
23	CONDITIONS			
24		Overall	Liquid Phase	
25	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
26	Temperature: (C)	25.00	25.00	
27	Pressure: (atm)	2.400	2.400	
28	Molar Flow (kgmole/h)	189.7 *	189.7	
29	Mass Flow (kg/h)	6054	6054	
30	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	7.599	7.599	
31	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.398e+005	-2.398e+005	
32	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	53.97	53.97	
33	Heat Flow (kJ/h)	-4.549e+007	-4.549e+007	
34	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	7.593 *	7.593	
35	PROPERTIES			
36		Overall	Liquid Phase	
37	Molecular Weight	31.92	31.92	
38	Molar Density (kgmole/m3)	24.66	24.66	
39	Mass Density (kg/m3)	787.1	787.1	
40	Act. Volume Flow (m3/h)	7.691	7.691	
41	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-7515	-7515	
42	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.691	1.691	
43	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	115.1	115.1	
44	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.606	3.606	
45	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	6.325e+005	6.325e+005	
46	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	7.141e+005	7.141e+005	
47	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2.237e+004	2.237e+004	
48	CO2 Loading	---	---	
49	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---	
50	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---	
51	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	1.982e+004	1.982e+004	
52	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.000	
53	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000	
54	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000	
55	Mass Exergy (kJ/kg)	-67.32	---	
56	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	---	
57	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	
58	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	
59	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	24.96	24.96	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylyene fix.hsc	
2		Unit Set:	NewUser3b	
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023	
4				
5				

Material Stream: 5 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

PROPERTIES

	Overall	Liquid Phase		
12	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	115.1	115.1	
13	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	4485	4485	
14	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	796.7	796.7	
15	Act. Liq. Flow (m3/s)	2.136e-003	2.136e-003	
16	Z Factor	3.978e-003	3.978e-003	
17	Watson K	10.63	10.63	
18	User Property	---	---	
19	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	---	
20	Cp/(Cp - R)	1.078	1.078	
21	Cp/Cv	1.367	1.367	
22	Ideal Gas Cp/Cv	1.235	1.235	
23	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	43.77	43.77	
24	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.371	1.371	
25	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.358e+004	---	
26	Kinematic Viscosity (cSt)	0.6949	0.6949	
27	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	797.4	797.4	
28	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	7.593	7.593	
29	Liquid Fraction	1.000	1.000	
30	Molar Volume (m3/kgmole)	4.055e-002	4.055e-002	
31	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	1052	---	
32	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000	
33	Surface Tension (dyne/cm)	30.01	30.01	
34	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1824	0.1824	
35	Bubble Point Pressure (atm)	0.1664	---	
36	Viscosity (cP)	0.5470	0.5470	
37	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	106.8	106.8	
38	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.346	3.346	
39	Cv (kJ/kgmole-C)	84.20	84.20	
40	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.638	2.638	
41	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	
42	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	
43	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	
44	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3158	0.3158	
45	True VP at 37.8 C (atm)	0.3139	0.3139	
46	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	7.593	7.593	
47	Viscosity Index	-2.268	---	

COMPOSITION

Overall Phase


Vapour Fraction 0.0000


COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
54	Toluene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	Methanol	187.7781	0.9899	6016.7657	0.9938	7.5614
56	p-Xylene	0.0339	0.0002	3.5988	0.0006	0.0042
57	H2O	1.8731	0.0099	33.7432	0.0056	0.0338
58	Total	189.6850	1.0000	6054.1077	1.0000	7.5994

Liquid Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
63	Toluene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
64	Methanol	187.7781	0.9899	6016.7657	0.9938	7.5614
65	p-Xylene	0.0339	0.0002	3.5988	0.0006	0.0042
66	H2O	1.8731	0.0099	33.7432	0.0056	0.0338
67	Total	189.6850	1.0000	6054.1077	1.0000	7.5994

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name:	Paraxylene fix.hsc		
2			Unit Set:	NewUser3b		
3			Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023		
4						
5						
6	Material Stream: 5 (continued)			Fluid Package:	Basis-1	
7				Property Package:	NRTL - Ideal	
8						
9	K VALUE					
10	COMPONENTS		MIXED	LIGHT	HEAVY	
11	Toluene		---	---	---	
12	Methanol		0.0000	0.0000	---	
13	p-Xylene		0.0000	0.0000	---	
14	H2O		0.0000	0.0000	---	
15						
16	UNIT OPERATIONS					
17	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION	
18	Mixer:	M-101	Mixer:	M-102		
19	UTILITIES					
20	(No utilities reference this stream)					
21	PROCESS UTILITY					
22						
23	DYNAMICS					
24	Pressure Specification	(Inactive)	2.400 atm			
25	Flow Specification	(Active)	Molar:	189.7 kgmole/h *	Mass:	6054 kg/h
26					Std Ideal Liq Volume:	7.599 m3/h
27	User Variables					
28	NOTES					
29	Description					
30						
31	Material Stream: 8			Fluid Package:	Basis-1	
32				Property Package:	NRTL - Ideal	
33						
34	CONDITIONS					
35		Overall	Vapour Phase			
36	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000			
37	Temperature:	(C)	450.0 *	450.0		
38	Pressure:	(atm)	2.400 *	2.400		
39	Molar Flow	(kgmole/h)	369.9	369.9		
40	Mass Flow	(kg/h)	2.252e+004	2.252e+004		
41	Std Ideal Liq Vol Flow	(m3/h)	26.52	26.52		
42	Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-3.273e+004	-3.273e+004		
43	Molar Entropy	(kJ/kgmole-C)	197.6	197.6		
44	Heat Flow	(kJ/h)	-1.211e+007	-1.211e+007		
45	Liq Vol Flow @Std Cond	(m3/h)	25.85 *	25.85		
46	PROPERTIES					
47		Overall	Vapour Phase			
48	Molecular Weight	60.90	60.90			
49	Molar Density	(kgmole/m3)	4.045e-002	4.045e-002		
50	Mass Density	(kg/m3)	2.463	2.463		
51	Act. Volume Flow	(m3/h)	9145	9145		
52	Mass Enthalpy	(kJ/kg)	-537.4	-537.4		
53	Mass Entropy	(kJ/kg-C)	3.245	3.245		
54	Heat Capacity	(kJ/kgmole-C)	144.7	144.7		
55	Mass Heat Capacity	(kJ/kg-C)	2.377	2.377		
56	LHV Molar Basis (Std)	(kJ/kgmole)	2.144e+006	2.144e+006		
57	HHV Molar Basis (Std)	(kJ/kgmole)	2.266e+006	2.266e+006		
58	HHV Mass Basis (Std)	(kJ/kg)	3.720e+004	3.720e+004		
59	CO2 Loading		---	---		
60	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 10		Page 30 of 197

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			


6	Material Stream: 8 (continued)	Fluid Package:	Basis-1
7		Property Package:	NRTL - Ideal
8			

PROPERTIES							
		Overall	Vapour Phase				
12	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---				
13	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---				
14	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	3.521e+004	3.521e+004				
15	Phase Fraction [Vol. Basis]	1.000	1.000				
16	Phase Fraction [Mass Basis]	1.000	1.000				
17	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1.000	1.000				
18	Mass Exergy (kJ/kg)	354.9	---				
19	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	---				
20	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000				
21	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	9145	9145				
22	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	13.94	13.94				
23	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	144.7	144.7				
24	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	8746	8746				
25	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	849.2	849.2				
26	Act. Liq. Flow (m3/s)	---	---				
27	Z Factor	1.000	1.000				
28	Watson K	10.22	10.22				
29	User Property	---	---				
30	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	---				
31	Cp/(Cp - R)	1.061	1.061				
32	Cp/Cv	1.061	1.061				
33	Ideal Gas Cp/Cv	1.061	1.061				
34	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	144.7	144.7				
35	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	2.377	2.377				
36	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.637e+004	---				
37	Kinematic Viscosity (cSt)	7.070	7.070				
38	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	871.4	871.4				
39	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	25.85	25.85				
40	Liquid Fraction	0.0000	0.0000				
41	Molar Volume (m3/kgmole)	24.72	24.72				
42	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	597.2	---				
43	Phase Fraction [Molar Basis]	1.0000	1.0000				
44	Surface Tension (dyne/cm)	---	---				
45	Thermal Conductivity (W/m-K)	5.237e-002	5.237e-002				
46	Bubble Point Pressure (atm)	724.4	---				
47	Viscosity (cP)	1.741e-002	1.741e-002				
48	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	136.4	136.4				
49	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.240	2.240				
50	Cv (kJ/kgmole-C)	136.4	136.4				
51	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.240	2.240				
52	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---				
53	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---				
54	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---				
55	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3169	0.3169				
56	True VP at 37.8 C (atm)	0.3171	0.3171				
57	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	25.85	25.85				
58	Viscosity Index	---	---				

59	COMPOSITION						
----	--------------------	--	--	--	--	--	--

61	Overall Phase						Vapour Fraction	1.0000
----	----------------------	--	--	--	--	--	-----------------	--------

63	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
65	Toluene	178.3981	0.4823	16437.7443	0.7298	18.8930	0.7123
66	Methanol	187.7781	0.5077	6016.7657	0.2671	7.5614	0.2851
67	p-Xylene	0.0339	0.0001	3.5988	0.0002	0.0042	0.0002
68	H2O	3.6749	0.0099	66.2045	0.0029	0.0663	0.0025

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Material Stream: 8 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

COMPOSITION

Overall Phase (continued)

Vapour Fraction 1.0000

13	Total	369.8850	1.0000	22524.3133	1.0000	26.5249	1.0000
----	-------	----------	--------	------------	--------	---------	--------

Vapour Phase

Phase Fraction 1.000

16	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
18	Toluene	178.3981	0.4823	16437.7443	0.7298	18.8930	0.7123
19	Methanol	187.7781	0.5077	6016.7657	0.2671	7.5614	0.2851
20	p-Xylene	0.0339	0.0001	3.5988	0.0002	0.0042	0.0002
21	H2O	3.6749	0.0099	66.2045	0.0029	0.0663	0.0025
22	Total	369.8850	1.0000	22524.3133	1.0000	26.5249	1.0000

K VALUE

25	COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
26	Toluene	---	---	---
27	Methanol	---	---	---
28	p-Xylene	---	---	---
29	H2O	---	---	---

UNIT OPERATIONS

32	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
33	Conversion Reactor: R-201	Heater: H-101	

UTILITIES

(No utilities reference this stream)

PROCESS UTILITY

DYNAMICS

42	Pressure Specification (Active): 2.400 atm *
43	Flow Specification (Inactive) Molar: 369.9 kgmole/h Mass: 2.252e+004 kg/h Std Ideal Liq Volume: 26.52 m3/h

User Variables

NOTES


Description

Material Stream: 9

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

CONDITIONS

57		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
58	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
59	Temperature: (C)	450.0	450.0	450.0
60	Pressure: (atm)	2.400	2.400	2.400
61	Molar Flow (kgmole/h)	369.9	369.9	0.0000
62	Mass Flow (kg/h)	2.252e+004	2.252e+004	0.0000
63	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	25.58	25.58	0.0000
64	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-6.582e+004	-6.582e+004	2.640e+004
65	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	253.1	253.1	298.6
66	Heat Flow (kJ/h)	-2.435e+007	-2.435e+007	0.0000
67	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	24.75 *	24.75	0.0000


1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			


Material Stream: 9 (continued)


Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

PROPERTIES

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
12	Molecular Weight	60.89	60.89	90.16
13	Molar Density (kgmole/m3)	4.045e-002	4.045e-002	55.56
14	Mass Density (kg/m3)	2.463	2.463	5009
15	Act. Volume Flow (m3/h)	9145	9145	0.0000
16	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1081	-1081	292.8
17	Mass Entropy (kJ/kg-C)	4.156	4.156	3.312
18	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	146.5	146.5	233.7
19	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.406	2.406	2.592
20	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	2.128e+006	2.128e+006	3.583e+006
21	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	2.249e+006	2.249e+006	3.758e+006
22	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	3.693e+004	3.693e+004	4.168e+004
23	CO2 Loading	---	---	---
24	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---	---
25	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---	---
26	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	3.494e+004	3.494e+004	3.973e+004
27	Phase Fraction [Vol. Basis]	1.000	1.000	---
28	Phase Fraction [Mass Basis]	1.000	1.000	0.0000
29	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1.000	1.000	0.0000
30	Mass Exergy (kJ/kg)	417.8	---	---
31	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	---	---
32	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000
33	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	9145	9145	---
34	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	14.46	14.46	9.631
35	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	146.5	146.5	233.7
36	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	8746	8746	0.0000
37	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	880.4	880.4	868.4
38	Act. Liq. Flow (m3/s)	---	---	---
39	Z Factor	---	1.000	7.280e-004
40	Watson K	10.44	10.44	10.45
41	User Property	---	---	---
42	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	---	---
43	Cp/(Cp - R)	1.060	1.060	1.037
44	Cp/Cv	1.060	1.060	1.037
45	Ideal Gas Cp/Cv	1.060	1.060	1.039
46	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	146.6	146.6	220.6
47	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	2.407	2.407	2.447
48	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.027e+004	---	---
49	Kinematic Viscosity (cSt)	7.796	7.796	5.142e-002
50	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	909.9	909.9	877.5
51	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	24.75	24.75	0.0000
52	Liquid Fraction	0.0000	0.0000	1.000
53	Molar Volume (m3/kgmole)	24.72	24.72	1.800e-002
54	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	661.3	---	---
55	Phase Fraction [Molar Basis]	1.0000	1.0000	0.0000
56	Surface Tension (dyne/cm)	---	---	0.0000
57	Thermal Conductivity (W/m-K)	5.386e-002	5.386e-002	1.186e-002
58	Bubble Point Pressure (atm)	324.7	---	---
59	Viscosity (cP)	1.920e-002	1.920e-002	0.2575
60	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	138.2	138.2	225.4
61	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.270	2.270	2.500
62	Cv (kJ/kgmole-C)	138.2	138.2	225.4
63	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.270	2.270	2.500
64	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	---
65	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	---
66	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---
67	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.1491	0.1491	3.040e-002
68	True VP at 37.8 C (atm)	7.982e-002	7.982e-002	3.551e-002

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA			Case Name:	Paraxylene fix.hsc		
2				Unit Set:	NewUser3b		
3				Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023		
4							
5				Fluid Package:	Basis-1		
6	Material Stream: 9 (continued)			Property Package:	NRTL - Ideal		
7							
8	PROPERTIES						
9			Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
10	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)		24.75	24.75	0.0000		
11	Viscosity Index		---	---	---		
12	COMPOSITION						
13	Overall Phase			Vapour Fraction 1.0000			
14	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
15	Toluene	0.0090	0.0000	0.8253	0.0000	0.0009	0.0000
16	Methanol	9.3889	0.0254	300.8383	0.0134	0.3781	0.0148
17	p-Xylene	178.4230	0.4824	18942.4613	0.8410	21.9183	0.8567
18	H2O	182.0641	0.4922	3279.9029	0.1456	3.2865	0.1285
19	Total	369.8850	1.0000	22524.0278	1.0000	25.5839	1.0000
20	Vapour Phase			Phase Fraction 1.000			
21	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
22	Toluene	0.0090	0.0000	0.8253	0.0000	0.0009	0.0000
23	Methanol	9.3889	0.0254	300.8383	0.0134	0.3781	0.0148
24	p-Xylene	178.4230	0.4824	18942.4613	0.8410	21.9183	0.8567
25	H2O	182.0641	0.4922	3279.9029	0.1456	3.2865	0.1285
26	Total	369.8850	1.0000	22524.0278	1.0000	25.5839	1.0000
27	Liquid Phase			Phase Fraction 0.0000			
28	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
29	Toluene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	Methanol	0.0000	0.0018	0.0000	0.0006	0.0000	0.0007
31	p-Xylene	0.0000	0.8182	0.0000	0.9634	0.0000	0.9680
32	H2O	0.0000	0.1800	0.0000	0.0360	0.0000	0.0313
33	Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
34	K VALUE						
35	COMPONENTS	MIXED		LIGHT		HEAVY	
36	Toluene	1.546		1.546		---	
37	Methanol	14.25		14.25		---	
38	p-Xylene	0.5896		0.5896		---	
39	H2O	2.734		2.734		---	
40	UNIT OPERATIONS						
41	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
42	Heat Exchanger: HE-101		Conversion Reactor: R-201				
43	UTILITIES						
44	(No utilities reference this stream)						
45	PROCESS UTILITY						
46	DYNAMICS						
47	Pressure Specification	(Inactive)	2.400 atm				
48	Flow Specification	(Inactive)	Molar: 369.9 kgmole/h	Mass: 2.252e+004 kg/h	Std Ideal Liq Volume: 25.58 m3/h		
49	User Variables						
50	NOTES						
51							
52							
53							
54							
55							
56							
57							
58							
59							
60							
61							
62							
63							
64							
65							
66							
67							
68							
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10			Page 34 of 197	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2			Unit Set:	NewUser3b
3			Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4				
5				
6	Material Stream: 9 (continued)		Fluid Package:	Basis-1
7			Property Package:	NRTL - Ideal
8	Description			
9				
10	Material Stream: 7		Fluid Package:	Basis-1
11			Property Package:	NRTL - Ideal
12	CONDITIONS			
13		Overall	Vapour Phase	
14				
15	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
16	Temperature: (C)	250.0 *	250.0	
17	Pressure: (atm)	2.400	2.400	
18	Molar Flow (kgmole/h)	369.9	369.9	
19	Mass Flow (kg/h)	2.252e+004	2.252e+004	
20	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	26.52	26.52	
21	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-5.896e+004	-5.896e+004	
22	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	155.4	155.4	
23	Heat Flow (kJ/h)	-2.181e+007	-2.181e+007	
24	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	25.85 *	25.85	
25	PROPERTIES			
26		Overall	Vapour Phase	
27				
28	Molecular Weight	60.90	60.90	
29	Molar Density (kgmole/m3)	5.591e-002	5.591e-002	
30	Mass Density (kg/m3)	3.405	3.405	
31	Act. Volume Flow (m3/h)	6616	6616	
32	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-968.3	-968.3	
33	Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.552	2.552	
34	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	116.2	116.2	
35	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.908	1.908	
36	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	2.144e+006	2.144e+006	
37	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	2.266e+006	2.266e+006	
38	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	3.720e+004	3.720e+004	
39	CO2 Loading	---	---	
40	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---	
41	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---	
42	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	3.521e+004	3.521e+004	
43	Phase Fraction [Vol. Basis]	1.000	1.000	
44	Phase Fraction [Mass Basis]	1.000	1.000	
45	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1.000	1.000	
46	Mass Exergy (kJ/kg)	130.7	---	
47	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	---	
48	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	
49	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	6616	6616	
50	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	13.94	13.94	
51	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	116.2	116.2	
52	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	8746	8746	
53	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	849.2	849.2	
54	Act. Liq. Flow (m3/s)	---	---	
55	Z Factor	1.000	1.000	
56	Watson K	10.22	10.22	
57	User Property	---	---	
58	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	---	
59	Cp/(Cp - R)	1.077	1.077	
60	Cp/Cv	1.077	1.077	
61	Ideal Gas Cp/Cv	1.077	1.077	
62	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	116.2	116.2	
63	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.908	1.908	
64	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.637e+004	---	
65	Kinematic Viscosity (cSt)	3.431	3.431	
66	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10	
67			Page 35 of 197	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Material Stream: 7 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

PROPERTIES

	Overall	Vapour Phase		
12	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	871.4	871.4	
13	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	25.85	25.85	
14	Liquid Fraction	0.0000	0.0000	
15	Molar Volume (m3/kgmole)	17.89	17.89	
16	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	597.2	---	
17	Phase Fraction [Molar Basis]	1.0000	1.0000	
18	Surface Tension (dyne/cm)	---	---	
19	Thermal Conductivity (W/m-K)	3.101e-002	3.101e-002	
20	Bubble Point Pressure (atm)	82.91	---	
21	Viscosity (cP)	1.168e-002	1.168e-002	
22	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	107.9	107.9	
23	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	1.771	1.771	
24	Cv (kJ/kgmole-C)	107.9	107.9	
25	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.771	1.771	
26	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	
27	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	
28	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	
29	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3169	0.3169	
30	True VP at 37.8 C (atm)	0.3171	0.3171	
31	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	25.85	25.85	
32	Viscosity Index	---	---	

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
39	Toluene	178.3981	0.4823	16437.7443	0.7298	18.8930	0.7123
40	Methanol	187.7781	0.5077	6016.7657	0.2671	7.5614	0.2851
41	p-Xylene	0.0339	0.0001	3.5988	0.0002	0.0042	0.0002
42	H2O	3.6749	0.0099	66.2045	0.0029	0.0663	0.0025
43	Total	369.8850	1.0000	22524.3133	1.0000	26.5249	1.0000

Vapour Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
48	Toluene	178.3981	0.4823	16437.7443	0.7298	18.8930	0.7123
49	Methanol	187.7781	0.5077	6016.7657	0.2671	7.5614	0.2851
50	p-Xylene	0.0339	0.0001	3.5988	0.0002	0.0042	0.0002
51	H2O	3.6749	0.0099	66.2045	0.0029	0.0663	0.0025
52	Total	369.8850	1.0000	22524.3133	1.0000	26.5249	1.0000

K VALUE


COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
56	Toluene	---	---
57	Methanol	---	---
58	p-Xylene	---	---
59	H2O	---	---


UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Heater: H-101	Heat Exchanger: HE-101	

UTILITIES

(No utilities reference this stream)

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name:	Paraxylene fix.hsc		
2			Unit Set:	NewUser3b		
3			Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023		
4						
5						
6	Material Stream: 7 (continued)			Fluid Package:	Basis-1	
7				Property Package:	NRTL - Ideal	
8	PROCESS UTILITY					
9	DYNAMICS					
10	USER VARIABLES					
11	NOTES					
12	DESCRIPTION					
13	Material Stream: 26					
14	Pressure Specification (Inactive) 2.400 atm			Fluid Package:	Basis-1	
15	Flow Specification (Inactive) Molar: 369.9 kgmole/h			Property Package:	NRTL - Ideal	
16	Mass: 2.252e+004 kg/h			Std Ideal Liq Volume: 26.52 m3/h		
17	CONDITIONS					
18		Overall	Vapour Phase			
19	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000			
20	Temperature: (C)	1824	1824			
21	Pressure: (atm)	10.00	10.00			
22	Molar Flow (kgmole/h)	100.0	100.0			
23	Mass Flow (kg/h)	1803	1803			
24	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	1.807	1.807			
25	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.624e+005	-1.624e+005			
26	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	169.3	169.3			
27	Heat Flow (kJ/h)	-1.624e+007	-1.624e+007			
28	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	1.777 *	1.777			
29	PROPERTIES					
30		Overall	Vapour Phase			
31	Molecular Weight	18.03	18.03			
32	Molar Density (kgmole/m3)	5.810e-002	5.810e-002			
33	Mass Density (kg/m3)	1.047	1.047			
34	Act. Volume Flow (m3/h)	1721	1721			
35	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-9011	-9011			
36	Mass Entropy (kJ/kg-C)	9.392	9.392			
37	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	54.05	54.05			
38	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.998	2.998			
39	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	545.4	545.4			
40	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.159e+004	4.159e+004			
41	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2307	2307			
42	CO2 Loading	---	---			
43	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---			
44	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---			
45	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	30.26	30.26			
46	Phase Fraction [Vol. Basis]	1.000	1.000			
47	Phase Fraction [Mass Basis]	1.000	1.000			
48	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1.000	1.000			
49	Mass Exergy (kJ/kg)	4101	---			
50	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	---			
51	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000			
52	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	1721	1721			
53	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	55.34	55.34			
54	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	54.05	54.05			
55	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	2364	2364			
56	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	997.6	997.6			
57	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 37 of 197	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Material Stream: 26 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

PROPERTIES

	Overall	Vapour Phase		
12	Act. Liq. Flow (m3/s)	---	---	
13	Z Factor	1.000	1.000	
14	Watson K	10.60	10.60	
15	User Property	---	---	
16	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	---	
17	Cp/(Cp - R)	1.182	1.182	
18	Cp/Cv	1.182	1.182	
19	Ideal Gas Cp/Cv	1.147	1.147	
20	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	64.74	64.74	
21	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	3.591	3.591	
22	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.628e+004	---	
23	Kinematic Viscosity (cSt)	52.66	52.66	
24	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	1014	1014	
25	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	1.777	1.777	
26	Liquid Fraction	0.0000	0.0000	
27	Molar Volume (m3/kgmole)	17.21	17.21	
28	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2012	---	
29	Phase Fraction [Molar Basis]	1.0000	1.0000	
30	Surface Tension (dyne/cm)	---	---	
31	Thermal Conductivity (W/m-K)	-6.089e-002	-6.089e-002	
32	Bubble Point Pressure (atm)	---	---	
33	Viscosity (cP)	5.516e-002	5.516e-002	
34	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	45.74	45.74	
35	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.537	2.537	
36	Cv (kJ/kgmole-C)	45.74	45.74	
37	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.537	2.537	
38	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	
39	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	
40	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	
41	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3201	0.3201	
42	True VP at 37.8 C (atm)	6.853e-002	6.853e-002	
43	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	1.777	1.777	
44	Viscosity Index	---	---	

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
51	Toluene	0.0011	0.0000	0.0968	0.0001	0.0001
52	Methanol	0.0792	0.0008	2.5384	0.0014	0.0018
53	p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0006	0.0000	0.0000
54	H2O	99.9197	0.9992	1800.0638	0.9985	1.8037
55	Total	100.0000	1.0000	1802.6997	1.0000	1.8070


Vapour Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
60	Toluene	0.0011	0.0000	0.0968	0.0001	0.0001
61	Methanol	0.0792	0.0008	2.5384	0.0014	0.0018
62	p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0006	0.0000	0.0000
63	H2O	99.9197	0.9992	1800.0638	0.9985	1.8037
64	Total	100.0000	1.0000	1802.6997	1.0000	1.8070

K VALUE

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
Toluene	---	---	---

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

6	Material Stream: 26 (continued)	Fluid Package:	Basis-1
7		Property Package:	NRTL - Ideal

9	K VALUE			
11	COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
12	Methanol	---	---	---
13	p-Xylene	---	---	---
14	H2O	---	---	---

15	UNIT OPERATIONS		
17	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
18	Expander: K-302	Cooler: C-304	

19	UTILITIES			
21	(No utilities reference this stream)			

22	PROCESS UTILITY			
----	------------------------	--	--	--

25	DYNAMICS			
27	Pressure Specification (Inactive)	10.00 atm		
28	Flow Specification (Inactive)	Molar: 100.0 kgmole/h	Mass: 1803 kg/h	Std Ideal Liq Volume: 1.807 m3/h


29	User Variables			
----	-----------------------	--	--	--

31	NOTES			
34	Description			

37	Material Stream: 27	Fluid Package:	Basis-1
38		Property Package:	NRTL - Ideal

40	CONDITIONS			
42		Overall	Vapour Phase	
43	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
44	Temperature: (C)	1132	1132	
45	Pressure: (atm)	2.000 *	2.000	
46	Molar Flow (kgmole/h)	100.0	100.0	
47	Mass Flow (kg/h)	1803	1803	
48	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	1.807	1.807	
49	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.971e+005	-1.971e+005	
50	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	178.7	178.7	
51	Heat Flow (kJ/h)	-1.971e+007	-1.971e+007	
52	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	1.777 *	1.777	

54	PROPERTIES			
55		Overall	Vapour Phase	
56	Molecular Weight	18.03	18.03	
57	Molar Density (kgmole/m3)	1.735e-002	1.735e-002	
58	Mass Density (kg/m3)	0.3127	0.3127	
59	Act. Volume Flow (m3/h)	5765	5765	
60	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.093e+004	-1.093e+004	
61	Mass Entropy (kJ/kg-C)	9.911	9.911	
62	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	46.19	46.19	
63	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.562	2.562	
64	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	545.4	545.4	
65	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.159e+004	4.159e+004	
66	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2307	2307	
67	CO2 Loading	---	---	
68	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---	


1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

6	Material Stream: 27 (continued)	Fluid Package:	Basis-1
7		Property Package:	NRTL - Ideal
8			

PROPERTIES							
		Overall	Vapour Phase				
12	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---	---			
13	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	30.26	30.26	30.26			
14	Phase Fraction [Vol. Basis]	1.000	1.000	1.000			
15	Phase Fraction [Mass Basis]	1.000	1.000	1.000			
16	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1.000	1.000	1.000			
17	Mass Exergy (kJ/kg)	2023	---	---			
18	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	---	---			
19	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000			
20	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	5765	5765	5765			
21	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	55.34	55.34	55.34			
22	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	46.19	46.19	46.19			
23	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	2364	2364	2364			
24	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	997.6	997.6	997.6			
25	Act. Liq. Flow (m3/s)	---	---	---			
26	Z Factor	1.000	1.000	1.000			
27	Watson K	10.60	10.60	10.60			
28	User Property	---	---	---			
29	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	---	---			
30	Cp/(Cp - R)	1.219	1.219	1.219			
31	Cp/Cv	1.220	1.220	1.220			
32	Ideal Gas Cp/Cv	1.224	1.224	1.224			
33	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	45.49	45.49	45.49			
34	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	2.523	2.523	2.523			
35	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.965e+004	---	---			
36	Kinematic Viscosity (cSt)	132.4	132.4	132.4			
37	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	1014	1014	1014			
38	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	1.777	1.777	1.777			
39	Liquid Fraction	0.0000	0.0000	0.0000			
40	Molar Volume (m3/kgmole)	57.65	57.65	57.65			
41	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2199	---	---			
42	Phase Fraction [Molar Basis]	1.0000	1.0000	1.0000			
43	Surface Tension (dyne/cm)	---	---	---			
44	Thermal Conductivity (W/m-K)	9.633e-002	9.633e-002	9.633e-002			
45	Bubble Point Pressure (atm)	---	---	---			
46	Viscosity (cP)	4.140e-002	4.140e-002	4.140e-002			
47	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	37.88	37.88	37.88			
48	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.101	2.101	2.101			
49	Cv (kJ/kgmole-C)	37.88	37.88	37.88			
50	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.101	2.101	2.101			
51	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	---			
52	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	---			
53	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---			
54	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3201	0.3201	0.3201			
55	True VP at 37.8 C (atm)	6.853e-002	6.853e-002	6.853e-002			
56	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	1.777	1.777	1.777			
57	Viscosity Index	---	---	---			

COMPOSITION

Overall Phase								Vapour Fraction	1.0000
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION			
64	Toluene	0.0011	0.0000	0.0968	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	
65	Methanol	0.0792	0.0008	2.5384	0.0014	0.0032	0.0018	0.0018	
66	p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0006	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
67	H2O	99.9197	0.9992	1800.0638	0.9985	1.8037	0.9982	0.9982	
68	Total	100.0000	1.0000	1802.6997	1.0000	1.8070	1.0000	1.0000	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Material Stream: 27 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

COMPOSITION

Vapour Phase

Phase Fraction 1.000

13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
15	Toluene	0.0011	0.0000	0.0968	0.0001	0.0001	0.0001
16	Methanol	0.0792	0.0008	2.5384	0.0014	0.0032	0.0018
17	p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0006	0.0000	0.0000	0.0000
18	H2O	99.9197	0.9992	1800.0638	0.9985	1.8037	0.9982
19	Total	100.0000	1.0000	1802.6997	1.0000	1.8070	1.0000

K VALUE

22	COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
23	Toluene	---	---	---
24	Methanol	---	---	---
25	p-Xylene	---	---	---
26	H2O	---	---	---

UNIT OPERATIONS

29	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
30	Cooler: E-100	Expander: K-302	

UTILITIES

(No utilities reference this stream)

PROCESS UTILITY

DYNAMICS

39	Pressure Specification (Active): 2.000 atm *
40	Flow Specification (Inactive) Molar: 100.0 kgmole/h Mass: 1803 kg/h Std Ideal Liq Vol Volume: 1.807 m3/h

User Variables

NOTES

Description

Material Stream: 12


Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

CONDITIONS

54		Overall	Vapour Phase
55	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
56	Temperature: (C)	64.72	64.72
57	Pressure: (atm)	1.000	1.000
58	Molar Flow (kgmole/h)	9.357	9.357
59	Mass Flow (kg/h)	302.2	302.2
60	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	0.3790	0.3790
61	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.986e+005	-1.986e+005
62	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	180.8	180.8
63	Heat Flow (kJ/h)	-1.859e+006	-1.859e+006
64	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	0.3783 *	0.3783


PROPERTIES


67		Overall	Vapour Phase
68	Molecular Weight	32.30	32.30


1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			


6	Material Stream: 12 (continued)	Fluid Package:	Basis-1
7		Property Package:	NRTL - Ideal
8			

PROPERTIES					
		Overall	Vapour Phase		
11					
12	Molar Density (kgmole/m3)	3.607e-002	3.607e-002		
13	Mass Density (kg/m3)	1.165	1.165		
14	Act. Volume Flow (m3/h)	259.4	259.4		
15	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-6150	-6150		
16	Mass Entropy (kJ/kg-C)	5.598	5.598		
17	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	47.35	47.35		
18	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.466	1.466		
19	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	6.517e+005	6.517e+005		
20	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	7.340e+005	7.340e+005		
21	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2.272e+004	2.272e+004		
22	CO2 Loading	---	---		
23	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---		
24	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---		
25	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2.018e+004	2.018e+004		
26	Phase Fraction [Vol. Basis]	1.000	1.000		
27	Phase Fraction [Mass Basis]	1.000	1.000		
28	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1.000	1.000		
29	Mass Exergy (kJ/kg)	2.738	---		
30	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	---		
31	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000		
32	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	259.4	259.4		
33	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	24.69	24.69		
34	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	47.35	47.35		
35	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	221.2	221.2		
36	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	797.4	797.4		
37	Act. Liq. Flow (m3/s)	---	---		
38	Z Factor	1.000	1.000		
39	Watson K	10.62	10.62		
40	User Property	---	---		
41	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	---		
42	Cp/(Cp - R)	1.213	1.213		
43	Cp/Cv	1.213	1.213		
44	Ideal Gas Cp/Cv	1.213	1.213		
45	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	47.35	47.35		
46	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.466	1.466		
47	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.536e+004	---		
48	Kinematic Viscosity (cSt)	5.686	5.686		
49	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	798.9	798.9		
50	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	0.3783	0.3783		
51	Liquid Fraction	0.0000	0.0000		
52	Molar Volume (m3/kgmole)	27.72	27.72		
53	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	1095	---		
54	Phase Fraction [Molar Basis]	1.0000	1.0000		
55	Surface Tension (dyne/cm)	---	---		
56	Thermal Conductivity (W/m-K)	1.596e-002	1.596e-002		
57	Bubble Point Pressure (atm)	1.006	---		
58	Viscosity (cP)	6.625e-003	6.625e-003		
59	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	39.03	39.03		
60	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	1.208	1.208		
61	Cv (kJ/kgmole-C)	39.03	39.03		
62	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.208	1.208		
63	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---		
64	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---		
65	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---		
66	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3159	0.3159		
67	True VP at 37.8 C (atm)	0.3147	0.3147		
68	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	0.3783	0.3783		

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA			Case Name: Paraxylene fix.hsc			
2				Unit Set: NewUser3b			
3				Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023			
4							
5							
6	Material Stream: 12 (continued)			Fluid Package: Basis-1			
7				Property Package: NRTL - Ideal			
8							
9	PROPERTIES						
10							
11	Overall		Vapour Phase				
12	Viscosity Index	-11.20	---				
13							
14	COMPOSITION						
15							
16	Overall Phase			Vapour Fraction 1.0000			
17	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
18							
19	Toluene	0.0070	0.0008	0.6489	0.0021	0.0007	0.0020
20	Methanol	9.2446	0.9880	296.2148	0.9801	0.3723	0.9821
21	p-Xylene	0.0394	0.0042	4.1801	0.0138	0.0048	0.0128
22	H2O	0.0659	0.0070	1.1866	0.0039	0.0012	0.0031
23	Total	9.3569	1.0000	302.2305	1.0000	0.3790	1.0000
24							
25	Vapour Phase			Phase Fraction 1.000			
26	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
27							
28	Toluene	0.0070	0.0008	0.6489	0.0021	0.0007	0.0020
29	Methanol	9.2446	0.9880	296.2148	0.9801	0.3723	0.9821
30	p-Xylene	0.0394	0.0042	4.1801	0.0138	0.0048	0.0128
31	H2O	0.0659	0.0070	1.1866	0.0039	0.0012	0.0031
32	Total	9.3569	1.0000	302.2305	1.0000	0.3790	1.0000
33							
34	K VALUE						
35	COMPONENTS	MIXED		LIGHT		HEAVY	
36	Toluene	---		---		---	
37	Methanol	---		---		---	
38	p-Xylene	---		---		---	
39	H2O	---		---		---	
40							
41	UNIT OPERATIONS						
42	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
43	Compressor:	K-301	Distillation:	D-301			
44							
45	UTILITIES						
46	(No utilities reference this stream)						
47							
48	PROCESS UTILITY						
49							
50							
51	DYNAMICS						
52	Pressure Specification	(Inactive)	1.000 atm				
53	Flow Specification	(Inactive)	Molar: 9.357 kgmole/h	Mass: 302.2 kg/h	Std Ideal Liq Volume: 0.3790 m3/h		
54							
55	User Variables						
56							
57	NOTES						
58							
59	Description						
60							
61							
62	Material Stream: 18			Fluid Package: Basis-1			
63				Property Package: NRTL - Ideal			
64							
65	CONDITIONS						
66							
67	Overall		Aqueous Phase				
68	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000				
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 43 of 197		

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name:	Paraxylyene fix.hsc			
2			Unit Set:	NewUser3b			
3			Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023			
4			Material Stream: 18 (continued)			Fluid Package:	Basis-1
5						Property Package:	NRTL - Ideal
6	CONDITIONS						
7		Overall	Aqueous Phase				
8	Temperature:	(C)	111.9	111.9			
9	Pressure:	(atm)	1.000	1.000			
10	Molar Flow	(kgmole/h)	360.5	360.5			
11	Mass Flow	(kg/h)	2.222e+004	2.222e+004			
12	Std Ideal Liq Vol Flow	(m3/h)	25.20	25.20			
13	Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-1.440e+005	-1.440e+005			
14	Molar Entropy	(kJ/kgmole-C)	77.67	77.67			
15	Heat Flow	(kJ/h)	-5.193e+007	-5.193e+007			
16	Liq Vol Flow @Std Cond	(m3/h)	24.40 *	24.40			
17	PROPERTIES						
18		Overall	Aqueous Phase				
19	Molecular Weight		61.64	61.64			
20	Molar Density	(kgmole/m3)	13.26	13.26			
21	Mass Density	(kg/m3)	817.4	817.4			
22	Act. Volume Flow	(m3/h)	27.19	27.19			
23	Mass Enthalpy	(kJ/kg)	-2337	-2337			
24	Mass Entropy	(kJ/kg-C)	1.260	1.260			
25	Heat Capacity	(kJ/kgmole-C)	144.7	144.7			
26	Mass Heat Capacity	(kJ/kg-C)	2.348	2.348			
27	LHV Molar Basis (Std)	(kJ/kgmole)	2.166e+006	2.166e+006			
28	HHV Molar Basis (Std)	(kJ/kgmole)	2.288e+006	2.288e+006			
29	HHV Mass Basis (Std)	(kJ/kg)	3.712e+004	3.712e+004			
30	CO2 Loading		---	---			
31	CO2 App ML Con	(kgmole/m3)	---	---			
32	CO2 App WT Con	(kgmol/kg)	---	---			
33	LHV Mass Basis (Std)	(kJ/kg)	3.514e+004	3.514e+004			
34	Phase Fraction [Vol. Basis]		0.0000	1.000			
35	Phase Fraction [Mass Basis]		0.0000	1.000			
36	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]		0.0000	1.000			
37	Mass Exergy	(kJ/kg)	-48.52	---			
38	Partial Pressure of CO2	(atm)	0.0000	---			
39	Cost Based on Flow	(Cost/s)	0.0000	0.0000			
40	Act. Gas Flow	(ACT_m3/h)	---	---			
41	Avg. Liq. Density	(kgmole/m3)	14.30	14.30			
42	Specific Heat	(kJ/kgmole-C)	144.7	144.7			
43	Std. Gas Flow	(STD_m3/h)	8524	8524			
44	Std. Ideal Liq. Mass Density	(kg/m3)	881.6	881.6			
45	Act. Liq. Flow	(m3/s)	7.552e-003	7.552e-003			
46	Z Factor		2.386e-003	2.386e-003			
47	Watson K		10.45	10.45			
48	User Property		---	---			
49	Partial Pressure of H2S	(atm)	0.0000	---			
50	Cp/(Cp - R)		1.061	1.061			
51	Cp/Cv		1.157	1.157			
52	Ideal Gas Cp/Cv		1.094	1.094			
53	Ideal Gas Cp	(kJ/kgmole-C)	96.94	96.94			
54	Mass Ideal Gas Cp	(kJ/kg-C)	1.573	1.573			
55	Heat of Vap.	(kJ/kgmole)	3.997e+004	---			
56	Kinematic Viscosity	(cSt)	0.3638	0.3638			
57	Liq. Mass Density (Std. Cond)	(kg/m3)	910.8	910.8			
58	Liq. Vol. Flow (Std. Cond)	(m3/h)	24.40	24.40			
59	Liquid Fraction		1.000	1.000			
60	Molar Volume	(m3/kgmole)	7.541e-002	7.541e-002			
61	Mass Heat of Vap.	(kJ/kg)	648.4	---			
62	Phase Fraction [Molar Basis]		0.0000	1.0000			
63	Surface Tension	(dyne/cm)	37.88	37.88			
64	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 44 of 197		

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name:	Paraxylene fix.hsc			
2			Unit Set:	NewUser3b			
3			Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023			
4			Material Stream: 18 (continued)			Fluid Package:	Basis-1
5						Property Package:	NRTL - Ideal
6	NOTES						
7	Description						
8	Material Stream: 21		Fluid Package:	Basis-1			
9			Property Package:	NRTL - Ideal			
10			CONDITIONS				
11			Overall	Aqueous Phase			
12			Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000		
13	Temperature: (C)	99.49	99.49				
14	Pressure: (atm)	1.000	1.000				
15	Molar Flow (kgmole/h)	182.1	182.1				
16	Mass Flow (kg/h)	3284	3284				
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	3.291	3.291				
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.792e+005	-2.792e+005				
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	23.58	23.58				
20	Heat Flow (kJ/h)	-5.086e+007	-5.086e+007				
21	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	3.237 *	3.237				
22	PROPERTIES						
23	Overall	Aqueous Phase					
24	Molecular Weight	18.03	18.03				
25	Molar Density (kgmole/m3)	52.58	52.58				
26	Mass Density (kg/m3)	947.9	947.9				
27	Act. Volume Flow (m3/h)	3.464	3.464				
28	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.549e+004	-1.549e+004				
29	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.308	1.308				
30	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	75.65	75.65				
31	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.196	4.196				
32	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	545.4	545.4				
33	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.159e+004	4.159e+004				
34	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2307	2307				
35	CO2 Loading	---	---				
36	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---				
37	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---				
38	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	30.26	30.26				
39	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.000				
40	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000				
41	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000				
42	Mass Exergy (kJ/kg)	33.40	---				
43	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	---				
44	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000				
45	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---				
46	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	55.34	55.34				
47	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	75.65	75.65				
48	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	4307	4307				
49	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	997.6	997.6				
50	Act. Liq. Flow (m3/s)	9.622e-004	9.622e-004				
51	Z Factor	6.219e-004	6.219e-004				
52	Watson K	10.60	10.60				
53	User Property	---	---				
54	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	---				
55	Cp/(Cp - R)	1.123	1.123				
56	Cp/Cv	1.186	1.186				
57	Ideal Gas Cp/Cv	1.322	1.322				
58	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	34.10	34.10				

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Material Stream: 21 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

PROPERTIES

		Overall	Aqueous Phase		
12	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.892	1.892		
13	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.068e+004	---		
14	Kinematic Viscosity (cSt)	0.2959	0.2959		
15	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	1014	1014		
16	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	3.237	3.237		
17	Liquid Fraction	1.000	1.000		
18	Molar Volume (m3/kgmole)	1.902e-002	1.902e-002		
19	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2257	---		
20	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000		
21	Surface Tension (dyne/cm)	58.67	58.67		
22	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6805	0.6805		
23	Bubble Point Pressure (atm)	1.000	---		
24	Viscosity (cP)	0.2805	0.2805		
25	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	67.33	67.33		
26	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.735	3.735		
27	Cv (kJ/kgmole-C)	63.81	63.81		
28	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.539	3.539		
29	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---		
30	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---		
31	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---		
32	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3201	0.3201		
33	True VP at 37.8 C (atm)	6.853e-002	6.853e-002		
34	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	3.237	3.237		
35	Viscosity Index	-23.77	---		

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
42	Toluene	0.0019	0.0000	0.1764	0.0001	0.0002	0.0001
43	Methanol	0.1443	0.0008	4.6235	0.0014	0.0058	0.0018
44	p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0011	0.0000	0.0000	0.0000
45	H2O	181.9980	0.9992	3278.7131	0.9985	3.2853	0.9982
46	Total	182.1443	1.0000	3283.5141	1.0000	3.2913	1.0000

Aqueous Phase

Phase Fraction 1.000


COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
51	Toluene	0.0019	0.0000	0.1764	0.0001	0.0002	0.0001
52	Methanol	0.1443	0.0008	4.6235	0.0014	0.0058	0.0018
53	p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0011	0.0000	0.0000	0.0000
54	H2O	181.9980	0.9992	3278.7131	0.9985	3.2853	0.9982
55	Total	182.1443	1.0000	3283.5141	1.0000	3.2913	1.0000


K VALUE

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY	
59	Toluene	0.0000	---	0.0000
60	Methanol	0.0000	---	0.0000
61	p-Xylene	0.0000	---	0.0000
62	H2O	0.0000	---	0.0000

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
66 Cooler: C-302	Distillation: D-302	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Paraxylyene fix.hsc	
2			Unit Set: NewUser3b	
3			Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023	
4				
5			Fluid Package: Basis-1	
6	Material Stream: 21 (continued)		Property Package: NRTL - Ideal	
7	UTILITIES			
8	(No utilities reference this stream)			
9	PROCESS UTILITY			
10				
11	DYNAMICS			
12				
13	Pressure Specification	(Inactive)	1.000 atm	
14	Flow Specification	(Inactive)	Molar: 182.1 kgmole/h	Mass: 3284 kg/h
15				Std Ideal Liq Volume: 3.291 m3/h
16	User Variables			
17	NOTES			
18	Description			
19				
20	Material Stream: 19		Fluid Package: Basis-1	
21			Property Package: NRTL - Ideal	
22	CONDITIONS			
23		Overall	Liquid Phase	
24	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
25	Temperature: (C)	138.5	138.5	
26	Pressure: (atm)	1.000	1.000	
27	Molar Flow (kgmole/h)	178.4	178.4	
28	Mass Flow (kg/h)	1.894e+004	1.894e+004	
29	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	21.91	21.91	
30	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1113	-1113	
31	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	139.6	139.6	
32	Heat Flow (kJ/h)	-1.986e+005	-1.986e+005	
33	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	21.85 *	21.85	
34	PROPERTIES			
35		Overall	Liquid Phase	
36	Molecular Weight	106.2	106.2	
37	Molar Density (kgmole/m3)	7.086	7.086	
38	Mass Density (kg/m3)	752.3	752.3	
39	Act. Volume Flow (m3/h)	25.17	25.17	
40	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-10.49	-10.49	
41	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.315	1.315	
42	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	225.6	225.6	
43	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.125	2.125	
44	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.377e+006	4.377e+006	
45	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.582e+006	4.582e+006	
46	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.316e+004	4.316e+004	
47	CO2 Loading	---	---	
48	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---	
49	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---	
50	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.123e+004	4.123e+004	
51	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.000	
52	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000	
53	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000	
54	Mass Exergy (kJ/kg)	-68.09	---	
55	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	---	
56	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	
57	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	
58	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	8.140	8.140	
59	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10	
60			Page 48 of 197	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Material Stream: 19 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

PROPERTIES

		Overall	Liquid Phase		
12	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	225.6	225.6		
13	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	4218	4218		
14	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	864.2	864.2		
15	Act. Liq. Flow (m3/s)	6.992e-003	6.992e-003		
16	Z Factor	4.178e-003	4.178e-003		
17	Watson K	10.45	10.45		
18	User Property	---	---		
19	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	---		
20	Cp/(Cp - R)	1.038	1.038		
21	Cp/Cv	1.285	1.285		
22	Ideal Gas Cp/Cv	1.051	1.051		
23	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	170.7	170.7		
24	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.608	1.608		
25	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.601e+004	---		
26	Kinematic Viscosity (cSt)	0.2840	0.2840		
27	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	866.8	866.8		
28	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	21.85	21.85		
29	Liquid Fraction	1.000	1.000		
30	Molar Volume (m3/kgmole)	0.1411	0.1411		
31	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	339.2	---		
32	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000		
33	Surface Tension (dyne/cm)	16.45	16.45		
34	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1121	0.1121		
35	Bubble Point Pressure (atm)	1.000	---		
36	Viscosity (cP)	0.2137	0.2137		
37	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	217.3	217.3		
38	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.047	2.047		
39	Cv (kJ/kgmole-C)	175.5	175.5		
40	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.653	1.653		
41	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---		
42	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---		
43	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---		
44	Reid VP at 37.8 C (atm)	2.361e-002	2.361e-002		
45	True VP at 37.8 C (atm)	2.361e-002	2.361e-002		
46	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	21.85	21.85		
47	Viscosity Index	-25.61	---		

COMPOSITION

Overall Phase


Vapour Fraction 0.0000


COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
54	Toluene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	p-Xylene	178.3837	1.0000	18938.2800	21.9135	1.0000
57	H2O	0.0002	0.0000	0.0032	0.0000	0.0000
58	Total	178.3838	1.0000	18938.2832	21.9135	1.0000

Liquid Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
63	Toluene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
64	Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
65	p-Xylene	178.3837	1.0000	18938.2800	21.9135	1.0000
66	H2O	0.0002	0.0000	0.0032	0.0000	0.0000
67	Total	178.3838	1.0000	18938.2832	21.9135	1.0000

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Paraxylene fix.hsc	
2			Unit Set: NewUser3b	
3			Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023	
4				
5				
6	Material Stream: 19 (continued)			Fluid Package: Basis-1
7				Property Package: NRTL - Ideal
8				
9	K VALUE			
10				
11	COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
12	Toluene	0.0000	0.0000	---
13	Methanol	---	---	---
14	p-Xylene	0.0000	0.0000	---
15	H2O	0.0000	0.0000	---
16				
17	UNIT OPERATIONS			
18	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION	
19	Cooler: C-303	Distillation: D-302		
20				
21	UTILITIES			
22	(No utilities reference this stream)			
23				
24	PROCESS UTILITY			
25				
26				
27	DYNAMICS			
28	Pressure Specification (Inactive)	1.000 atm		
29	Flow Specification (Inactive)	Molar: 178.4 kgmole/h	Mass: 1.894e+004 kg/h	Std Ideal Liq Volume: 21.91 m3/h
30				
31	User Variables			
32				
33	NOTES			
34				
35	Description			
36				
37				
38	Material Stream: 13			Fluid Package: Basis-1
39				Property Package: NRTL - Ideal
40				
41	CONDITIONS			
42				
43		Overall	Vapour Phase	
44	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
45	Temperature: (C)	135.2	135.2	
46	Pressure: (atm)	2.400 *	2.400	
47	Molar Flow (kgmole/h)	9.357	9.357	
48	Mass Flow (kg/h)	302.2	302.2	
49	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	0.3790	0.3790	
50	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.951e+005	-1.951e+005	
51	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	183.0	183.0	
52	Heat Flow (kJ/h)	-1.826e+006	-1.826e+006	
53	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	0.3783 *	0.3783	
54				
55	PROPERTIES			
56		Overall	Vapour Phase	
57	Molecular Weight	32.30	32.30	
58	Molar Density (kgmole/m3)	7.162e-002	7.162e-002	
59	Mass Density (kg/m3)	2.313	2.313	
60	Act. Volume Flow (m3/h)	130.6	130.6	
61	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-6040	-6040	
62	Mass Entropy (kJ/kg-C)	5.666	5.666	
63	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	52.93	52.93	
64	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.639	1.639	
65	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	6.517e+005	6.517e+005	
66	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	7.340e+005	7.340e+005	
67	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2.272e+004	2.272e+004	
68	CO2 Loading	---	---	
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			


6	Material Stream: 13 (continued)	Fluid Package:	Basis-1
7		Property Package:	NRTL - Ideal
8			

PROPERTIES							
		Overall	Vapour Phase				
12	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---				
13	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---				
14	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2.018e+004	2.018e+004				
15	Phase Fraction [Vol. Basis]	1.000	1.000				
16	Phase Fraction [Mass Basis]	1.000	1.000				
17	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1.000	1.000				
18	Mass Exergy (kJ/kg)	91.77	---				
19	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	---				
20	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000				
21	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	130.6	130.6				
22	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	24.69	24.69				
23	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	52.93	52.93				
24	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	221.2	221.2				
25	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	797.4	797.4				
26	Act. Liq. Flow (m3/s)	---	---				
27	Z Factor	1.000	1.000				
28	Watson K	10.62	10.62				
29	User Property	---	---				
30	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	---				
31	Cp/(Cp - R)	1.186	1.186				
32	Cp/Cv	1.186	1.186				
33	Ideal Gas Cp/Cv	1.186	1.186				
34	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	52.93	52.93				
35	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.639	1.639				
36	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.358e+004	---				
37	Kinematic Viscosity (cSt)	3.616	3.616				
38	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	798.9	798.9				
39	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	0.3783	0.3783				
40	Liquid Fraction	0.0000	0.0000				
41	Molar Volume (m3/kgmole)	13.96	13.96				
42	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	1040	---				
43	Phase Fraction [Molar Basis]	1.0000	1.0000				
44	Surface Tension (dyne/cm)	---	---				
45	Thermal Conductivity (W/m-K)	2.152e-002	2.152e-002				
46	Bubble Point Pressure (atm)	9.481	---				
47	Viscosity (cP)	8.365e-003	8.365e-003				
48	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	44.62	44.62				
49	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	1.381	1.381				
50	Cv (kJ/kgmole-C)	44.62	44.62				
51	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.381	1.381				
52	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---				
53	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---				
54	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---				
55	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3159	0.3159				
56	True VP at 37.8 C (atm)	0.3147	0.3147				
57	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	0.3783	0.3783				
58	Viscosity Index	-36.98	---				

59	COMPOSITION						
----	--------------------	--	--	--	--	--	--

61	Overall Phase						Vapour Fraction	1.0000
----	----------------------	--	--	--	--	--	-----------------	--------

63	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
65	Toluene	0.0070	0.0008	0.6489	0.0021	0.0007	0.0020
66	Methanol	9.2446	0.9880	296.2148	0.9801	0.3723	0.9821
67	p-Xylene	0.0394	0.0042	4.1801	0.0138	0.0048	0.0128
68	H2O	0.0659	0.0070	1.1866	0.0039	0.0012	0.0031

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Material Stream: 13 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

COMPOSITION

Overall Phase (continued)

Vapour Fraction 1.0000

13	Total	9.3569	1.0000	302.2305	1.0000	0.3790	1.0000
----	-------	--------	--------	----------	--------	--------	--------

Vapour Phase

Phase Fraction 1.000

16	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
18	Toluene	0.0070	0.0008	0.6489	0.0021	0.0007	0.0020
19	Methanol	9.2446	0.9880	296.2148	0.9801	0.3723	0.9821
20	p-Xylene	0.0394	0.0042	4.1801	0.0138	0.0048	0.0128
21	H2O	0.0659	0.0070	1.1866	0.0039	0.0012	0.0031
22	Total	9.3569	1.0000	302.2305	1.0000	0.3790	1.0000

K VALUE

25	COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
26	Toluene	---	---	---
27	Methanol	---	---	---
28	p-Xylene	---	---	---
29	H2O	---	---	---

UNIT OPERATIONS

32	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
33	Cooler: C-301	Compressor: K-301	

UTILITIES

(No utilities reference this stream)

PROCESS UTILITY

DYNAMICS

42	Pressure Specification (Active): 2.400 atm *
43	Flow Specification (Inactive) Molar: 9.357 kgmole/h Mass: 302.2 kg/h Std Ideal Liq Volume: 0.3790 m3/h

User Variables

NOTES


Description

Material Stream: P-xilene

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

CONDITIONS

57		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase
58	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	0.0000
59	Temperature: (C)	30.00	30.00	30.00
60	Pressure: (atm)	1.000	1.000	1.000
61	Molar Flow (kgmole/h)	178.4	178.4	0.0000
62	Mass Flow (kg/h)	1.894e+004	1.894e+004	0.0000
63	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	21.91	21.91	0.0000
64	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.326e+004	-2.326e+004	1.859e+004
65	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	43.32	43.32	181.4
66	Heat Flow (kJ/h)	-4.150e+006	-4.150e+006	0.0000
67	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	21.85 *	21.85	0.0000


1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		


Material Stream: P-xilene (continued)


Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

PROPERTIES

	Overall	Liquid Phase	Vapour Phase	
12	Molecular Weight	106.2	106.2	106.2
13	Molar Density (kgmole/m3)	8.042	8.042	4.020e-002
14	Mass Density (kg/m3)	853.8	853.8	4.268
15	Act. Volume Flow (m3/h)	22.18	22.18	0.0000
16	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-219.1	-219.1	175.1
17	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.4081	0.4081	1.709
18	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	183.2	183.2	129.1
19	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.725	1.725	1.216
20	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.377e+006	4.377e+006	4.377e+006
21	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.582e+006	4.582e+006	4.582e+006
22	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.316e+004	4.316e+004	4.316e+004
23	CO2 Loading	---	---	---
24	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---	---
25	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---	---
26	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.123e+004	4.123e+004	4.123e+004
27	Phase Fraction [Vol. Basis]	---	1.000	---
28	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000	0.0000
29	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000	0.0000
30	Mass Exergy (kJ/kg)	-6.452	---	---
31	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	---	---
32	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000
33	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	---
34	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	8.140	8.140	8.140
35	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	183.2	183.2	129.1
36	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	4218	4218	0.0000
37	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	864.2	864.2	864.2
38	Act. Liq. Flow (m3/s)	6.162e-003	6.162e-003	---
39	Z Factor	---	4.999e-003	1.000
40	Watson K	10.45	10.45	10.45
41	User Property	---	---	---
42	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	---	---
43	Cp/(Cp - R)	1.048	1.048	1.069
44	Cp/Cv	1.301	1.301	1.069
45	Ideal Gas Cp/Cv	1.069	1.069	1.069
46	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	129.1	129.1	129.1
47	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.216	1.216	1.216
48	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.601e+004	---	---
49	Kinematic Viscosity (cSt)	0.6679	0.6679	1.322
50	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	866.8	866.8	866.8
51	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	21.85	21.85	0.0000
52	Liquid Fraction	1.000	1.000	0.0000
53	Molar Volume (m3/kgmole)	0.1243	0.1243	24.88
54	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	339.2	---	---
55	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000	0.0000
56	Surface Tension (dyne/cm)	27.66	27.66	---
57	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1387	0.1387	9.806e-003
58	Bubble Point Pressure (atm)	1.554e-002	---	---
59	Viscosity (cP)	0.5702	0.5702	5.642e-003
60	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	174.8	174.8	120.8
61	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	1.647	1.647	1.138
62	Cv (kJ/kgmole-C)	140.8	140.8	120.8
63	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.326	1.326	1.138
64	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	---
65	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	---
66	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---
67	Reid VP at 37.8 C (atm)	2.361e-002	2.361e-002	2.361e-002
68	True VP at 37.8 C (atm)	2.361e-002	2.361e-002	2.361e-002

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA			Case Name: Paraxylene fix.hsc		
2				Unit Set: NewUser3b		
3				Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023		
4						
5	Material Stream: P-xilene (continued)			Fluid Package: Basis-1		
6				Property Package: NRTL - Ideal		
7	PROPERTIES					
8		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase		
9	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	21.85	21.85	0.0000		
10	Viscosity Index	-2.944	---	---		
11	COMPOSITION					
12	Overall Phase			Vapour Fraction 0.0000		
13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)
14						LIQUID VOLUME FRACTION
15	Toluene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16	Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
17	p-Xylene	178.3837	1.0000	18938.2800	1.0000	21.9135
18	H2O	0.0002	0.0000	0.0032	0.0000	0.0000
19	Total	178.3838	1.0000	18938.2832	1.0000	21.9135
20	Liquid Phase			Phase Fraction 1.000		
21	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)
22						LIQUID VOLUME FRACTION
23	Toluene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
24	Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	p-Xylene	178.3837	1.0000	18938.2800	1.0000	21.9135
26	H2O	0.0002	0.0000	0.0032	0.0000	0.0000
27	Total	178.3838	1.0000	18938.2832	1.0000	21.9135
28	Vapour Phase			Phase Fraction 0.0000		
29	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)
30						LIQUID VOLUME FRACTION
31	Toluene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
33	p-Xylene	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000
34	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
35	Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000
36	K VALUE					
37	COMPONENTS	MIXED		LIGHT		HEAVY
38	Toluene	1.566e+004		1.566e+004		---
39	Methanol	---		---		---
40	p-Xylene	1.000		1.000		---
41	H2O	2.697		2.697		---
42	UNIT OPERATIONS					
43	FEED TO	PRODUCT FROM			LOGICAL CONNECTION	
44		Tank:			T-301	
45	UTILITIES					
46	(No utilities reference this stream)					
47	PROCESS UTILITY					
48	DYNAMICS					
49	Pressure Specification (Inactive)	1.000 atm				
50	Flow Specification (Inactive)	Molar:	178.4 kgmole/h	Mass:	1.894e+004 kg/h	Std Ideal Liq Volume: 21.91 m3/h
51	User Variables					
52	NOTES					
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 54 of 197	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name:	Paraxylene fix.hsc			
2			Unit Set:	NewUser3b			
3			Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023			
4			Material Stream: P-xilene (continued)			Fluid Package:	Basis-1
5						Property Package:	NRTL - Ideal
6	Description						
7	Material Stream: 25			Fluid Package:	Basis-1		
8				Property Package:	NRTL - Ideal		
9	CONDITIONS						
10		Overall	Aqueous Phase				
11	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000				
12	Temperature: (C)	25.09	25.09				
13	Pressure: (atm)	10.00	10.00				
14	Molar Flow (kgmole/h)	100.0 *	100.0				
15	Mass Flow (kg/h)	1803	1803				
16	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	1.807	1.807				
17	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.848e+005	-2.848e+005				
18	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	6.677	6.677				
19	Heat Flow (kJ/h)	-2.848e+007	-2.848e+007				
20	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	1.777 *	1.777				
21	PROPERTIES						
22		Overall	Aqueous Phase				
23	Molecular Weight	18.03	18.03				
24	Molar Density (kgmole/m3)	55.87	55.87				
25	Mass Density (kg/m3)	1007	1007				
26	Act. Volume Flow (m3/h)	1.790	1.790				
27	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.580e+004	-1.580e+004				
28	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.3704	0.3704				
29	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	75.69	75.69				
30	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.199	4.199				
31	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	545.4	545.4				
32	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.159e+004	4.159e+004				
33	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2307	2307				
34	CO2 Loading	---	---				
35	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---				
36	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---				
37	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	30.26	30.26				
38	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.000				
39	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000				
40	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000				
41	Mass Exergy (kJ/kg)	0.6587	---				
42	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	---				
43	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000				
44	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---				
45	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	55.34	55.34				
46	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	75.69	75.69				
47	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	2364	2364				
48	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	997.6	997.6				
49	Act. Liq. Flow (m3/s)	4.972e-004	4.972e-004				
50	Z Factor	7.314e-003	7.314e-003				
51	Watson K	10.60	10.60				
52	User Property	---	---				
53	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	---				
54	Cp/(Cp - R)	1.123	1.123				
55	Cp/Cv	1.152	1.152				
56	Ideal Gas Cp/Cv	1.329	1.329				
57	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	33.59	33.59				
58	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.863	1.863				
59	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.628e+004	---				
60	Kinematic Viscosity (cSt)	0.8824	0.8824				
61	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 55 of 197		

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Material Stream: 25 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

PROPERTIES

	Overall	Aqueous Phase		
12	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	1014	1014	
13	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	1.777	1.777	
14	Liquid Fraction	1.000	1.000	
15	Molar Volume (m3/kgmole)	1.790e-002	1.790e-002	
16	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2012	---	
17	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000	
18	Surface Tension (dyne/cm)	72.05	72.05	
19	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6111	0.6111	
20	Bubble Point Pressure (atm)	3.402e-002	---	
21	Viscosity (cP)	0.8887	0.8887	
22	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	67.37	67.37	
23	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.737	3.737	
24	Cv (kJ/kgmole-C)	65.72	65.72	
25	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.646	3.646	
26	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	77.34	77.34	
27	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	4.290	4.290	
28	Cp/Cv (Ent. Method)	0.9786	0.9786	
29	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3201	0.3201	
30	True VP at 37.8 C (atm)	6.853e-002	6.853e-002	
31	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	1.777	1.777	
32	Viscosity Index	1.475	---	

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
39	Toluene	0.0011	0.0000	0.0968	0.0001	0.0001
40	Methanol	0.0792	0.0008	2.5384	0.0014	0.0032
41	p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0006	0.0000	0.0000
42	H2O	99.9197	0.9992	1800.0638	0.9985	1.8037
43	Total	100.0000	1.0000	1802.6997	1.0000	1.8070

Aqueous Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
48	Toluene	0.0011	0.0000	0.0968	0.0001	0.0001
49	Methanol	0.0792	0.0008	2.5384	0.0014	0.0032
50	p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0006	0.0000	0.0000
51	H2O	99.9197	0.9992	1800.0638	0.9985	1.8037
52	Total	100.0000	1.0000	1802.6997	1.0000	1.8070

K VALUE


COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY	
56	Toluene	0.0000	---	0.0000
57	Methanol	0.0000	---	0.0000
58	p-Xylene	0.0000	---	0.0000
59	H2O	0.0000	---	0.0000


UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Cooler: C-304	Tee: TEE-302	

UTILITIES

(No utilities reference this stream)

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name:	Paraxylene fix.hsc			
2			Unit Set:	NewUser3b			
3			Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023			
4			Material Stream: 25 (continued)				
5							
6	Material Stream: 25 (continued)						
7	Property Package: NRTL - Ideal						
8	PROCESS UTILITY						
9	DYNAMICS						
10							
11							
12							
13							
14	Pressure Specification	(Inactive)	10.00 atm				
15	Flow Specification	(Active)	Molar: 100.0 kgmole/h *	Mass: 1803 kg/h	Std Ideal Liq Volume: 1.807 m3/h		
16	User Variables						
17							
18	NOTES						
19							
20							
21	Description						
22							
23							
24	Material Stream: 24						
25							
26							
27							
28	CONDITIONS						
29			Overall	Aqueous Phase			
30	Vapour / Phase Fraction		0.0000	1.0000			
31	Temperature:	(C)	25.09	25.09			
32	Pressure:	(atm)	10.00	10.00			
33	Molar Flow	(kgmole/h)	82.14	82.14			
34	Mass Flow	(kg/h)	1481	1481			
35	Std Ideal Liq Vol Flow	(m3/h)	1.484	1.484			
36	Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-2.848e+005	-2.848e+005			
37	Molar Entropy	(kJ/kgmole-C)	6.677	6.677			
38	Heat Flow	(kJ/h)	-2.340e+007	-2.340e+007			
39	Liq Vol Flow @Std Cond	(m3/h)	1.460 *	1.460			
40	PROPERTIES						
41			Overall	Aqueous Phase			
42	Molecular Weight		18.03	18.03			
43	Molar Density	(kgmole/m3)	55.87	55.87			
44	Mass Density	(kg/m3)	1007	1007			
45	Act. Volume Flow	(m3/h)	1.470	1.470			
46	Mass Enthalpy	(kJ/kg)	-1.580e+004	-1.580e+004			
47	Mass Entropy	(kJ/kg-C)	0.3704	0.3704			
48	Heat Capacity	(kJ/kgmole-C)	75.69	75.69			
49	Mass Heat Capacity	(kJ/kg-C)	4.199	4.199			
50	LHV Molar Basis (Std)	(kJ/kgmole)	545.4	545.4			
51	HHV Molar Basis (Std)	(kJ/kgmole)	4.159e+004	4.159e+004			
52	HHV Mass Basis (Std)	(kJ/kg)	2307	2307			
53	CO2 Loading		---	---			
54	CO2 App ML Con	(kgmole/m3)	---	---			
55	CO2 App WT Con	(kgmol/kg)	---	---			
56	LHV Mass Basis (Std)	(kJ/kg)	30.26	30.26			
57	Phase Fraction [Vol. Basis]		0.0000	1.000			
58	Phase Fraction [Mass Basis]		0.0000	1.000			
59	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]		0.0000	1.000			
60	Mass Exergy	(kJ/kg)	0.6587	---			
61	Partial Pressure of CO2	(atm)	0.0000	---			
62	Cost Based on Flow	(Cost/s)	0.0000	0.0000			
63	Act. Gas Flow	(ACT_m3/h)	---	---			
64	Avg. Liq. Density	(kgmole/m3)	55.34	55.34			
65	Specific Heat	(kJ/kgmole-C)	75.69	75.69			
66	Std. Gas Flow	(STD_m3/h)	1942	1942			
67	Std. Ideal Liq. Mass Density	(kg/m3)	997.6	997.6			
68							
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 57 of 197		

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Material Stream: 24 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

PROPERTIES

		Overall	Aqueous Phase		
12	Act. Liq. Flow (m3/s)	4.084e-004	4.084e-004		
13	Z Factor	7.314e-003	7.314e-003		
14	Watson K	10.60	10.60		
15	User Property	---	---		
16	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	---		
17	Cp/(Cp - R)	1.123	1.123		
18	Cp/Cv	1.152	1.152		
19	Ideal Gas Cp/Cv	1.329	1.329		
20	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	33.59	33.59		
21	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.863	1.863		
22	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.628e+004	---		
23	Kinematic Viscosity (cSt)	0.8824	0.8824		
24	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	1014	1014		
25	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	1.460	1.460		
26	Liquid Fraction	1.000	1.000		
27	Molar Volume (m3/kgmole)	1.790e-002	1.790e-002		
28	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2012	---		
29	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000		
30	Surface Tension (dyne/cm)	72.05	72.05		
31	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6111	0.6111		
32	Bubble Point Pressure (atm)	3.402e-002	---		
33	Viscosity (cP)	0.8887	0.8887		
34	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	67.37	67.37		
35	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.737	3.737		
36	Cv (kJ/kgmole-C)	65.72	65.72		
37	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.646	3.646		
38	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	77.34	77.34		
39	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	4.290	4.290		
40	Cp/Cv (Ent. Method)	0.9786	0.9786		
41	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3201	0.3201		
42	True VP at 37.8 C (atm)	6.853e-002	6.853e-002		
43	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	1.460	1.460		
44	Viscosity Index	1.475	---		

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
51	Toluene	0.0009	0.0000	0.0796	0.0001	0.0001
52	Methanol	0.0651	0.0008	2.0851	0.0014	0.0018
53	p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0005	0.0000	0.0000
54	H2O	82.0783	0.9992	1478.6493	0.9985	1.4816
55	Total	82.1443	1.0000	1480.8145	1.0000	1.4843


Aqueous Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
60	Toluene	0.0009	0.0000	0.0796	0.0001	0.0001
61	Methanol	0.0651	0.0008	2.0851	0.0014	0.0018
62	p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0005	0.0000	0.0000
63	H2O	82.0783	0.9992	1478.6493	0.9985	1.4816
64	Total	82.1443	1.0000	1480.8145	1.0000	1.4843

K VALUE

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
Toluene	0.0000	---	0.0000

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

6	Material Stream: 24 (continued)	Fluid Package: Basis-1
7		Property Package: NRTL - Ideal

9	K VALUE			
11	COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
12	Methanol	0.0000	---	0.0000
13	p-Xylene	0.0000	---	0.0000
14	H2O	0.0000	---	0.0000

15	UNIT OPERATIONS		
17	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
18		Tee:	TEE-302

19	UTILITIES		
21	(No utilities reference this stream)		

22	PROCESS UTILITY		
23			

25	DYNAMICS		
27	Pressure Specification (Inactive)	10.00 atm	
28	Flow Specification (Inactive)	Molar: 82.14 kgmole/h	Mass: 1481 kg/h
28			Std Ideal Liq Volume: 1.484 m3/h

29	User Variables		
30			


31	NOTES		
32			

34	Description		
35			

37	Material Stream: 22	Fluid Package: Basis-1
38		Property Package: NRTL - Ideal

40	CONDITIONS			
42		Overall	Aqueous Phase	
43	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
44	Temperature: (C)	25.00 *	25.00	
45	Pressure: (atm)	1.000	1.000	
46	Molar Flow (kgmole/h)	182.1	182.1	
47	Mass Flow (kg/h)	3284	3284	
48	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	3.291	3.291	
49	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.849e+005	-2.849e+005	
50	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	6.644	6.644	
51	Heat Flow (kJ/h)	-5.189e+007	-5.189e+007	
52	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	3.237 *	3.237	

53	PROPERTIES			
55		Overall	Aqueous Phase	
56	Molecular Weight	18.03	18.03	
57	Molar Density (kgmole/m3)	55.86	55.86	
58	Mass Density (kg/m3)	1007	1007	
59	Act. Volume Flow (m3/h)	3.261	3.261	
60	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.580e+004	-1.580e+004	
61	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.3686	0.3686	
62	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	75.73	75.73	
63	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.201	4.201	
64	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	545.4	545.4	
65	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.159e+004	4.159e+004	
66	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2307	2307	
67	CO2 Loading	---	---	
68	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Material Stream: 22 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

PROPERTIES


		Overall	Aqueous Phase		
12	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---		
13	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	30.26	30.26		
14	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.000		
15	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000		
16	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000		
17	Mass Exergy (kJ/kg)	2.972e-010	---		
18	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	---		
19	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000		
20	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---		
21	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	55.34	55.34		
22	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	75.73	75.73		
23	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	4307	4307		
24	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	997.6	997.6		
25	Act. Liq. Flow (m3/s)	9.058e-004	9.058e-004		
26	Z Factor	7.317e-004	7.317e-004		
27	Watson K	10.60	10.60		
28	User Property	---	---		
29	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	---		
30	Cp/(Cp - R)	1.123	1.123		
31	Cp/Cv	1.152	1.152		
32	Ideal Gas Cp/Cv	1.329	1.329		
33	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	33.59	33.59		
34	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.863	1.863		
35	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.068e+004	---		
36	Kinematic Viscosity (cSt)	0.8843	0.8843		
37	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	1014	1014		
38	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	3.237	3.237		
39	Liquid Fraction	1.000	1.000		
40	Molar Volume (m3/kgmole)	1.790e-002	1.790e-002		
41	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2257	---		
42	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000		
43	Surface Tension (dyne/cm)	72.07	72.07		
44	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6110	0.6110		
45	Bubble Point Pressure (atm)	3.385e-002	---		
46	Viscosity (cP)	0.8904	0.8904		
47	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	67.42	67.42		
48	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.740	3.740		
49	Cv (kJ/kgmole-C)	65.76	65.76		
50	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.648	3.648		
51	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	116.5	116.5		
52	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	6.461	6.461		
53	Cp/Cv (Ent. Method)	0.6503	0.6503		
54	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3201	0.3201		
55	True VP at 37.8 C (atm)	6.853e-002	6.853e-002		
56	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	3.237	3.237		
57	Viscosity Index	1.507	---		

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
64	Toluene	0.0019	0.0000	0.1764	0.0001	0.0002	0.0001
65	Methanol	0.1443	0.0008	4.6235	0.0014	0.0058	0.0018
66	p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0011	0.0000	0.0000	0.0000
67	H2O	181.9980	0.9992	3278.7131	0.9985	3.2853	0.9982
68	Total	182.1443	1.0000	3283.5141	1.0000	3.2913	1.0000

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Material Stream: 22 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

COMPOSITION

Aqueous Phase

Phase Fraction 1.000

13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
15	Toluene	0.0019	0.0000	0.1764	0.0001	0.0002	0.0001
16	Methanol	0.1443	0.0008	4.6235	0.0014	0.0058	0.0018
17	p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0011	0.0000	0.0000	0.0000
18	H2O	181.9980	0.9992	3278.7131	0.9985	3.2853	0.9982
19	Total	182.1443	1.0000	3283.5141	1.0000	3.2913	1.0000

K VALUE

22	COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
23	Toluene	0.0000	---	0.0000
24	Methanol	0.0000	---	0.0000
25	p-Xylene	0.0000	---	0.0000
26	H2O	0.0000	---	0.0000

UNIT OPERATIONS

29	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
30	Pump: P-301	Cooler: C-302	

UTILITIES

(No utilities reference this stream)

PROCESS UTILITY

DYNAMICS

39	Pressure Specification (Inactive)	1.000 atm
40	Flow Specification (Inactive)	Molar: 182.1 kgmole/h Mass: 3284 kg/h Std Ideal Liq Vol: 3.291 m3/h

User Variables

NOTES

Description

Material Stream: 23


Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

CONDITIONS

54		Overall	Aqueous Phase
55	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
56	Temperature: (C)	25.09	25.09
57	Pressure: (atm)	10.00 *	10.00
58	Molar Flow (kgmole/h)	182.1	182.1
59	Mass Flow (kg/h)	3284	3284
60	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	3.291	3.291
61	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.848e+005	-2.848e+005
62	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	6.677	6.677
63	Heat Flow (kJ/h)	-5.188e+007	-5.188e+007
64	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	3.237 *	3.237


PROPERTIES


67		Overall	Aqueous Phase
68	Molecular Weight	18.03	18.03


1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

6	Material Stream: 23 (continued)	Fluid Package:	Basis-1
7		Property Package:	NRTL - Ideal
8			

PROPERTIES					
		Overall	Aqueous Phase		
12	Molar Density (kgmole/m3)	55.87	55.87		
13	Mass Density (kg/m3)	1007	1007		
14	Act. Volume Flow (m3/h)	3.260	3.260		
15	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.580e+004	-1.580e+004		
16	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.3704	0.3704		
17	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	75.69	75.69		
18	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.199	4.199		
19	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	545.4	545.4		
20	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.159e+004	4.159e+004		
21	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2307	2307		
22	CO2 Loading	---	---		
23	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---		
24	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---		
25	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	30.26	30.26		
26	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.000		
27	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000		
28	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000		
29	Mass Exergy (kJ/kg)	0.6587	---		
30	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	---		
31	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000		
32	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---		
33	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	55.34	55.34		
34	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	75.69	75.69		
35	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	4307	4307		
36	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	997.6	997.6		
37	Act. Liq. Flow (m3/s)	9.056e-004	9.056e-004		
38	Z Factor	7.314e-003	7.314e-003		
39	Watson K	10.60	10.60		
40	User Property	---	---		
41	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	---		
42	Cp/(Cp - R)	1.123	1.123		
43	Cp/Cv	1.152	1.152		
44	Ideal Gas Cp/Cv	1.329	1.329		
45	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	33.59	33.59		
46	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.863	1.863		
47	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.628e+004	---		
48	Kinematic Viscosity (cSt)	0.8824	0.8824		
49	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	1014	1014		
50	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	3.237	3.237		
51	Liquid Fraction	1.000	1.000		
52	Molar Volume (m3/kgmole)	1.790e-002	1.790e-002		
53	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2012	---		
54	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000		
55	Surface Tension (dyne/cm)	72.05	72.05		
56	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6111	0.6111		
57	Bubble Point Pressure (atm)	3.402e-002	---		
58	Viscosity (cP)	0.8887	0.8887		
59	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	67.37	67.37		
60	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.737	3.737		
61	Cv (kJ/kgmole-C)	65.72	65.72		
62	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.646	3.646		
63	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	77.34	77.34		
64	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	4.290	4.290		
65	Cp/Cv (Ent. Method)	0.9786	0.9786		
66	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3201	0.3201		
67	True VP at 37.8 C (atm)	6.853e-002	6.853e-002		
68	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	3.237	3.237		

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA			Case Name: Paraxylene fix.hsc				
2				Unit Set: NewUser3b				
3				Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023				
4								
5								
6	Material Stream: 23 (continued)			Fluid Package: Basis-1				
7				Property Package: NRTL - Ideal				
8								
9	PROPERTIES							
10	Overall		Aqueous Phase					
11	Viscosity Index		1.475		---			
12								
13	COMPOSITION							
14								
15	Overall Phase			Vapour Fraction 0.0000				
16								
17	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
18	Toluene	0.0019	0.0000	0.1764	0.0001	0.0002	0.0001	
19	Methanol	0.1443	0.0008	4.6235	0.0014	0.0058	0.0018	
20	p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0011	0.0000	0.0000	0.0000	
21	H2O	181.9980	0.9992	3278.7131	0.9985	3.2853	0.9982	
22	Total	182.1443	1.0000	3283.5141	1.0000	3.2913	1.0000	
23								
24	Aqueous Phase			Phase Fraction 1.000				
25								
26	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
27	Toluene	0.0019	0.0000	0.1764	0.0001	0.0002	0.0001	
28	Methanol	0.1443	0.0008	4.6235	0.0014	0.0058	0.0018	
29	p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0011	0.0000	0.0000	0.0000	
30	H2O	181.9980	0.9992	3278.7131	0.9985	3.2853	0.9982	
31	Total	182.1443	1.0000	3283.5141	1.0000	3.2913	1.0000	
32								
33	K VALUE							
34								
35	COMPONENTS	MIXED		LIGHT		HEAVY		
36	Toluene	0.0000		---		0.0000		
37	Methanol	0.0000		---		0.0000		
38	p-Xylene	0.0000		---		0.0000		
39	H2O	0.0000		---		0.0000		
40								
41	UNIT OPERATIONS							
42	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION			
43	Tee:	TEE-302	Pump:	P-301				
44								
45	UTILITIES							
46	(No utilities reference this stream)							
47								
48	PROCESS UTILITY							
49								
50	DYNAMICS							
51								
52	Pressure Specification (Active):	10.00 atm *						
53	Flow Specification (Inactive)	Molar:	182.1 kgmole/h	Mass:	3284 kg/h	Std Ideal Liq Volume:	3.291 m3/h	
54								
55	User Variables							
56								
57	NOTES							
58								
59	Description							
60								
61	Material Stream: 20			Fluid Package: Basis-1				
62				Property Package: NRTL - Ideal				
63								
64	CONDITIONS							
65	Overall		Liquid Phase					
66	Vapour / Phase Fraction		0.0000		1.0000			
67								
68	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 10			Page 63 of 197	
69	Licensed to: Company Name Not Available						* Specified by user.	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2			Unit Set:	NewUser3b
3			Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4				
5				
6	Material Stream: 20 (continued)		Fluid Package:	Basis-1
7			Property Package:	NRTL - Ideal
8				
9	CONDITIONS			
10				
11		Overall	Liquid Phase	
12	Temperature: (C)	30.00 *	30.00	
13	Pressure: (atm)	1.000	1.000	
14	Molar Flow (kgmole/h)	178.4	178.4	
15	Mass Flow (kg/h)	1.894e+004	1.894e+004	
16	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	21.91	21.91	
17	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.326e+004	-2.326e+004	
18	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	43.32	43.32	
19	Heat Flow (kJ/h)	-4.150e+006	-4.150e+006	
20	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	21.85 *	21.85	
21	PROPERTIES			
22				
23		Overall	Liquid Phase	
24	Molecular Weight	106.2	106.2	
25	Molar Density (kgmole/m3)	8.042	8.042	
26	Mass Density (kg/m3)	853.8	853.8	
27	Act. Volume Flow (m3/h)	22.18	22.18	
28	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-219.1	-219.1	
29	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.4081	0.4081	
30	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	183.2	183.2	
31	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.725	1.725	
32	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.377e+006	4.377e+006	
33	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.582e+006	4.582e+006	
34	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.316e+004	4.316e+004	
35	CO2 Loading	---	---	
36	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---	
37	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---	
38	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.123e+004	4.123e+004	
39	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.000	
40	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000	
41	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000	
42	Mass Exergy (kJ/kg)	-6.452	---	
43	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	---	
44	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	
45	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	
46	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	8.140	8.140	
47	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	183.2	183.2	
48	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	4218	4218	
49	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	864.2	864.2	
50	Act. Liq. Flow (m3/s)	6.162e-003	6.162e-003	
51	Z Factor	4.999e-003	4.999e-003	
52	Watson K	10.45	10.45	
53	User Property	---	---	
54	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	---	
55	Cp/(Cp - R)	1.048	1.048	
56	Cp/Cv	1.301	1.301	
57	Ideal Gas Cp/Cv	1.069	1.069	
58	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	129.1	129.1	
59	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.216	1.216	
60	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.601e+004	---	
61	Kinematic Viscosity (cSt)	0.6679	0.6679	
62	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	866.8	866.8	
63	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	21.85	21.85	
64	Liquid Fraction	1.000	1.000	
65	Molar Volume (m3/kgmole)	0.1243	0.1243	
66	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	339.2	---	
67	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000	
68	Surface Tension (dyne/cm)	27.66	27.66	
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10	Page 64 of 197

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Material Stream: 20 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

PROPERTIES

		Overall	Liquid Phase		
12	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1387	0.1387		
13	Bubble Point Pressure (atm)	1.554e-002	---		
14	Viscosity (cP)	0.5702	0.5702		
15	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	174.8	174.8		
16	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	1.647	1.647		
17	Cv (kJ/kgmole-C)	140.8	140.8		
18	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.326	1.326		
19	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---		
20	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---		
21	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---		
22	Reid VP at 37.8 C (atm)	2.361e-002	2.361e-002		
23	True VP at 37.8 C (atm)	2.361e-002	2.361e-002		
24	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	21.85	21.85		
25	Viscosity Index	-2.944	---		

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
32	Toluene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
33	Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	p-Xylene	178.3837	1.0000	18938.2800	21.9135	1.0000
35	H2O	0.0002	0.0000	0.0032	0.0000	0.0000
36	Total	178.3838	1.0000	18938.2832	21.9135	1.0000

Liquid Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
41	Toluene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	p-Xylene	178.3837	1.0000	18938.2800	21.9135	1.0000
44	H2O	0.0002	0.0000	0.0032	0.0000	0.0000
45	Total	178.3838	1.0000	18938.2832	21.9135	1.0000

K VALUE

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY	
49	Toluene	0.0000	0.0000	---
50	Methanol	---	---	---
51	p-Xylene	0.0000	0.0000	---
52	H2O	0.0000	0.0000	---

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
56	Tank: T-301	Cooler: C-303

UTILITIES


(No utilities reference this stream)


PROCESS UTILITY

DYNAMICS

65	Pressure Specification (Inactive)	1.000 atm		
66	Flow Specification (Inactive)	Molar: 178.4 kgmole/h	Mass: 1.894e+004 kg/h	Std Ideal Liq Volume: 21.91 m3/h

User Variables

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2			Unit Set:	NewUser3b
3			Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4				
5			Fluid Package:	Basis-1
6	Material Stream: 20 (continued)		Property Package:	NRTL - Ideal
7	NOTES			
8	Description			
9			Fluid Package:	Basis-1
10	Material Stream: 11		Property Package:	NRTL - Ideal
11	CONDITIONS			
12		Overall	Aqueous Phase	
13	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
14	Temperature: (C)	115.5 *	115.5	
15	Pressure: (atm)	2.400	2.400	
16	Molar Flow (kgmole/h)	369.9	369.9	
17	Mass Flow (kg/h)	2.252e+004	2.252e+004	
18	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	25.58	25.58	
19	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.456e+005	-1.456e+005	
20	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	84.77	84.77	
21	Heat Flow (kJ/h)	-5.387e+007	-5.387e+007	
22	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	24.75 *	24.75	
23	PROPERTIES			
24		Overall	Aqueous Phase	
25	Molecular Weight	60.89	60.89	
26	Molar Density (kgmole/m3)	13.34	13.34	
27	Mass Density (kg/m3)	812.3	812.3	
28	Act. Volume Flow (m3/h)	27.73	27.73	
29	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2392	-2392	
30	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.392	1.392	
31	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	145.1	145.1	
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.383	2.383	
33	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	2.128e+006	2.128e+006	
34	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	2.249e+006	2.249e+006	
35	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	3.693e+004	3.693e+004	
36	CO2 Loading	---	---	
37	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---	
38	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---	
39	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	3.494e+004	3.494e+004	
40	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.000	
41	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000	
42	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000	
43	Mass Exergy (kJ/kg)	-68.94	---	
44	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	---	
45	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	
46	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	
47	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	14.46	14.46	
48	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	145.1	145.1	
49	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	8746	8746	
50	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	880.4	880.4	
51	Act. Liq. Flow (m3/s)	7.702e-003	7.702e-003	
52	Z Factor	5.641e-003	5.641e-003	
53	Watson K	10.44	10.44	
54	User Property	---	---	
55	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	---	
56	Cp/(Cp - R)	1.061	1.061	
57	Cp/Cv	1.160	1.160	
58	Ideal Gas Cp/Cv	1.094	1.094	
59	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	96.44	96.44	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Material Stream: 11 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

PROPERTIES

		Overall	Aqueous Phase		
12	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.584	1.584		
13	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.027e+004	---		
14	Kinematic Viscosity (cSt)	0.3527	0.3527		
15	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	909.9	909.9		
16	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	24.75	24.75		
17	Liquid Fraction	1.000	1.000		
18	Molar Volume (m3/kgmole)	7.496e-002	7.496e-002		
19	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	661.3	---		
20	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000		
21	Surface Tension (dyne/cm)	36.81	36.81		
22	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.3205	0.3205		
23	Bubble Point Pressure (atm)	1.578	---		
24	Viscosity (cP)	0.2865	0.2865		
25	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	136.8	136.8		
26	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.246	2.246		
27	Cv (kJ/kgmole-C)	125.1	125.1		
28	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.054	2.054		
29	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---		
30	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---		
31	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---		
32	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.1491	0.1491		
33	True VP at 37.8 C (atm)	7.982e-002	7.982e-002		
34	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	24.75	24.75		
35	Viscosity Index	-17.39	---		

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
42	Toluene	0.0090	0.0000	0.8253	0.0000	0.0009	0.0000
43	Methanol	9.3889	0.0254	300.8383	0.0134	0.3781	0.0148
44	p-Xylene	178.4230	0.4824	18942.4613	0.8410	21.9183	0.8567
45	H2O	182.0641	0.4922	3279.9029	0.1456	3.2865	0.1285
46	Total	369.8850	1.0000	22524.0278	1.0000	25.5839	1.0000

Aqueous Phase

Phase Fraction 1.000


COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
51	Toluene	0.0090	0.0000	0.8253	0.0000	0.0009	0.0000
52	Methanol	9.3889	0.0254	300.8383	0.0134	0.3781	0.0148
53	p-Xylene	178.4230	0.4824	18942.4613	0.8410	21.9183	0.8567
54	H2O	182.0641	0.4922	3279.9029	0.1456	3.2865	0.1285
55	Total	369.8850	1.0000	22524.0278	1.0000	25.5839	1.0000


K VALUE

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY	
59	Toluene	0.0000	---	0.0000
60	Methanol	0.0000	---	0.0000
61	p-Xylene	0.0000	---	0.0000
62	H2O	0.0000	---	0.0000

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Distillation: D-301	Cooler: C-201	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Paraxylene fix.hsc	
2			Unit Set: NewUser3b	
3			Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023	
4				
5				
6	Material Stream: 11 (continued)			Fluid Package: Basis-1
7				Property Package: NRTL - Ideal
8				
9	UTILITIES			
10	(No utilities reference this stream)			
11				
12	PROCESS UTILITY			
13				
14				
15	DYNAMICS			
16				
17	Pressure Specification (Inactive)	2.400 atm		
18	Flow Specification (Inactive)	Molar: 369.9 kgmole/h	Mass: 2.252e+004 kg/h	Std Ideal Liq Volume: 25.58 m3/h
19	User Variables			
20				
21	NOTES			
22				
23				
24	Description			
25				
26				
27	Material Stream: 28			Fluid Package: Basis-1
28				Property Package: NRTL - Ideal
29				
30	CONDITIONS			
31				
32		Overall	Aqueous Phase	
33	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
34	Temperature: (C)	28.00 *	28.00	
35	Pressure: (atm)	2.000	2.000	
36	Molar Flow (kgmole/h)	100.0	100.0	
37	Mass Flow (kg/h)	1803	1803	
38	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	1.807	1.807	
39	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.846e+005	-2.846e+005	
40	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	7.411	7.411	
41	Heat Flow (kJ/h)	-2.846e+007	-2.846e+007	
42	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	1.777 *	1.777	
43	PROPERTIES			
44				
45		Overall	Aqueous Phase	
46	Molecular Weight	18.03	18.03	
47	Molar Density (kgmole/m3)	55.74	55.74	
48	Mass Density (kg/m3)	1005	1005	
49	Act. Volume Flow (m3/h)	1.794	1.794	
50	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.579e+004	-1.579e+004	
51	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.4111	0.4111	
52	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	76.08	76.08	
53	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.220	4.220	
54	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	545.4	545.4	
55	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.159e+004	4.159e+004	
56	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2307	2307	
57	CO2 Loading	---	---	
58	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---	
59	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---	
60	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	30.26	30.26	
61	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.000	
62	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000	
63	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000	
64	Mass Exergy (kJ/kg)	0.1309	---	
65	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	---	
66	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	
67	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	
68	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	55.34	55.34	
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylyene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Material Stream: 28 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: NRTL - Ideal

PROPERTIES

		Overall	Aqueous Phase		
12	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	76.08	76.08		
13	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	2364	2364		
14	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	997.6	997.6		
15	Act. Liq. Flow (m3/s)	4.984e-004	4.984e-004		
16	Z Factor	1.452e-003	1.452e-003		
17	Watson K	10.60	10.60		
18	User Property	---	---		
19	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	---		
20	Cp/(Cp - R)	1.123	1.123		
21	Cp/Cv	1.153	1.153		
22	Ideal Gas Cp/Cv	1.329	1.329		
23	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	33.60	33.60		
24	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.864	1.864		
25	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.965e+004	---		
26	Kinematic Viscosity (cSt)	0.8287	0.8287		
27	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	1014	1014		
28	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	1.777	1.777		
29	Liquid Fraction	1.000	1.000		
30	Molar Volume (m3/kgmole)	1.794e-002	1.794e-002		
31	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2199	---		
32	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000		
33	Surface Tension (dyne/cm)	71.55	71.55		
34	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6154	0.6154		
35	Bubble Point Pressure (atm)	4.017e-002	---		
36	Viscosity (cP)	0.8326	0.8326		
37	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	67.76	67.76		
38	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.759	3.759		
39	Cv (kJ/kgmole-C)	66.00	66.00		
40	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.661	3.661		
41	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	95.60	95.60		
42	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	5.303	5.303		
43	Cp/Cv (Ent. Method)	0.7958	0.7958		
44	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3201	0.3201		
45	True VP at 37.8 C (atm)	6.853e-002	6.853e-002		
46	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	1.777	1.777		
47	Viscosity Index	0.5393	---		


COMPOSITION

Overall Phase Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
54	Toluene	0.0011	0.0000	0.0968	0.0001	0.0001
55	Methanol	0.0792	0.0008	2.5384	0.0014	0.0018
56	p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0006	0.0000	0.0000
57	H2O	99.9197	0.9992	1800.0638	0.9985	1.8037
58	Total	100.0000	1.0000	1802.6997	1.0000	1.8070

Aqueous Phase Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
63	Toluene	0.0011	0.0000	0.0968	0.0001	0.0001
64	Methanol	0.0792	0.0008	2.5384	0.0014	0.0018
65	p-Xylene	0.0000	0.0000	0.0006	0.0000	0.0000
66	H2O	99.9197	0.9992	1800.0638	0.9985	1.8037
67	Total	100.0000	1.0000	1802.6997	1.0000	1.8070

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

6	Material Stream: 28 (continued)	Fluid Package:	Basis-1
7		Property Package:	NRTL - Ideal

9	K VALUE			
10	COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
11		0.0000	---	0.0000
12	Toluene	0.0000	---	0.0000
13	Methanol	0.0000	---	0.0000
14	p-Xylene	0.0000	---	0.0000
15	H2O	0.0000	---	0.0000

16	UNIT OPERATIONS		
17	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
18		Cooler:	E-100

20	UTILITIES			
21	(No utilities reference this stream)			

23	PROCESS UTILITY			
----	------------------------	--	--	--

26	DYNAMICS			
----	-----------------	--	--	--

28	Pressure Specification	(Inactive)	2.000 atm			
29	Flow Specification	(Inactive)	Molar: 100.0 kgmole/h	Mass: 1803 kg/h	Std Ideal Liq Volume: 1.807 m3/h	

31	User Variables					
----	-----------------------	--	--	--	--	--

32	NOTES					
----	--------------	--	--	--	--	--

35	Description					
----	--------------------	--	--	--	--	--

38	Energy Stream: Q-101	Fluid Package:	Basis-1
39		Property Package:	NRTL - Ideal

42	CONDITIONS					
43	Duty Type:	Direct Q	Duty Calculation Operation:	P-101		
44	Duty SP:	3604 kJ/h	Minimum Available Duty:	0.0000 kJ/h	Maximum Available Duty:	---

46	COMPOSITION					
47	(Not a material stream - No compositions exist)					

49	UNIT OPERATIONS					
50	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION			
51	Pump:	P-101				

53	UTILITIES					
54	(No utilities reference this stream)					

56	PROCESS UTILITY					
----	------------------------	--	--	--	--	--


59	DYNAMICS					
----	-----------------	--	--	--	--	--

60	Pressure Specification	(Inactive)	---			
61	Flow Specification	(Inactive)	Molar: ---	Mass: ---	Std Ideal Liq Volume: ---	

63	User Variables					
----	-----------------------	--	--	--	--	--

64	NOTES					
----	--------------	--	--	--	--	--

67	Description					
----	--------------------	--	--	--	--	--

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

6	Energy Stream: Q-101 (continued)	Fluid Package:	Basis-1
7		Property Package:	NRTL - Ideal
8			

9	Energy Stream: Q-102	Fluid Package:	Basis-1
10		Property Package:	NRTL - Ideal
11			

CONDITIONS

15	Duty Type:	Direct Q	Duty Calculation Operation:	P-102	
16	Duty SP:	1.080e+006 kJ/h *	Minimum Available Duty:	0.0000 kJ/h	Maximum Available Duty: ---

COMPOSITION

(Not a material stream - No compositions exist)

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Pump:	P-102	

UTILITIES

(No utilities reference this stream)

PROCESS UTILITY

DYNAMICS

32	Pressure Specification	(Inactive)	---		
33	Flow Specification	(Inactive)	Molar: ---	Mass: ---	Std Ideal Liq Volume: ---

User Variables

NOTES

Description

CONDITIONS

42	Energy Stream: Q-304	Fluid Package:	Basis-1
43		Property Package:	NRTL - Ideal
44			

CONDITIONS

47	Duty Type:	Direct Q	Duty Calculation Operation:	C-301	
48	Duty SP:	4.075e+005 kJ/h	Minimum Available Duty:	0.0000 kJ/h	Maximum Available Duty: ---

COMPOSITION

(Not a material stream - No compositions exist)

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
	Cooler:	C-301

UTILITIES

(No utilities reference this stream)


PROCESS UTILITY

DYNAMICS

64	Pressure Specification	(Inactive)	---		
65	Flow Specification	(Inactive)	Molar: ---	Mass: ---	Std Ideal Liq Volume: ---

User Variables

NOTES

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

6	Energy Stream: Q-304 (continued)	Fluid Package:	Basis-1
7		Property Package:	NRTL - Ideal
8			

NOTES

Description

11			
12			
13			

14	Energy Stream: Q-201	Fluid Package:	Basis-1
15		Property Package:	NRTL - Ideal
16			

CONDITIONS

19	Duty Type:	Direct Q	Duty Calculation Operation:	R-201	
20	Duty SP:	-1.224e+007 kJ/h	Minimum Available Duty:	0.0000 kJ/h	Maximum Available Duty: ---

COMPOSITION

(Not a material stream - No compositions exist)

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Conversion Reactor: R-201	Cooler: C-304	

UTILITIES

(No utilities reference this stream)

PROCESS UTILITY

DYNAMICS

36	Pressure Specification	(Inactive)	---		
37	Flow Specification	(Inactive)	Molar: ---	Mass: ---	Std Ideal Liq Volume: ---

User Variables

NOTES

Description

41			
42			
43			

46	Energy Stream: Q-103	Fluid Package:	Basis-1
47		Property Package:	NRTL - Ideal
48			

CONDITIONS

51	Duty Type:	Direct Q	Duty Calculation Operation:	H-101	
52	Duty SP:	9.704e+006 kJ/h	Minimum Available Duty:	0.0000 kJ/h	Maximum Available Duty: ---

COMPOSITION

(Not a material stream - No compositions exist)

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Heater: H-101		


UTILITIES

(No utilities reference this stream)

PROCESS UTILITY

DYNAMICS

68	Pressure Specification	(Inactive)	---		
----	------------------------	------------	-----	--	--

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

6	Energy Stream: Q-103 (continued)	Fluid Package:	Basis-1
7		Property Package:	NRTL - Ideal

8	DYNAMICS		
---	-----------------	--	--

9	Flow Specification	(Inactive)	Molar:	---	Mass:	---	Std Ideal Liq Volume:	---
---	--------------------	------------	--------	-----	-------	-----	-----------------------	-----

10	User Variables		
----	-----------------------	--	--

11	NOTES		
----	--------------	--	--

12	Description		
----	--------------------	--	--

13	Energy Stream: Q-310	Fluid Package:	Basis-1
14		Property Package:	NRTL - Ideal

15	CONDITIONS		
----	-------------------	--	--

16	Duty Type:	Direct Q	Duty Calculation Operation:	K-302	
17	Duty SP:	3.468e+006 kJ/h	Minimum Available Duty:	0.0000 kJ/h	Maximum Available Duty: ---

18	COMPOSITION		
----	--------------------	--	--

(Not a material stream - No compositions exist)

19	UNIT OPERATIONS		
----	------------------------	--	--

20	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
21		Expander:	K-302

22	UTILITIES		
----	------------------	--	--

(No utilities reference this stream)

23	PROCESS UTILITY		
----	------------------------	--	--

24	DYNAMICS		
----	-----------------	--	--

25	Pressure Specification	(Inactive)	---
26	Flow Specification	(Inactive)	Molar: --- Mass: --- Std Ideal Liq Volume: ---

27	User Variables		
----	-----------------------	--	--

28	NOTES		
----	--------------	--	--

29	Description		
----	--------------------	--	--

30	Energy Stream: Q-301	Fluid Package:	Basis-1
31		Property Package:	NRTL - Ideal

32	CONDITIONS		
----	-------------------	--	--

33	Duty Type:	Utility Fluid	Duty Calculation Operation:	Condenser @COL2	Duty SP:	1.989e+006 kJ/h
34	Available UA:	3.600e+005 kJ/C-h	Utility Fluid Holdup:	100.0 kgmole	Fluid Heat Capacity:	75.00 kJ/kgmole-C
35	Actual Fluid Flow:	---	Minimum Fluid Flow:	---	Maximum Fluid Flow:	---
36	Fluid Inlet Temperature:	15.00 C	Fluid Outlet Temperature:	15.00 C	Temperature Approach:	10.00 C

37	COMPOSITION		
----	--------------------	--	--


(Not a material stream - No compositions exist)

38	UNIT OPERATIONS		
----	------------------------	--	--

39	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
40		Distillation:	D-301

Licensed to: Company Name Not Available

* Specified by user.

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

6	Energy Stream: Q-301 (continued)	Fluid Package: Basis-1
7		Property Package: NRTL - Ideal

UTILITIES
(No utilities reference this stream)

PROCESS UTILITY

DYNAMICS

17	Pressure Specification (Inactive)	---
18	Flow Specification (Inactive)	Molar: --- Mass: --- Std Ideal Liq Volume: ---

User Variables

NOTES

Description

27	Energy Stream: Q-302	Fluid Package: Basis-1
28		Property Package: NRTL - Ideal

CONDITIONS

32	Duty Type: Direct Q	Duty Calculation Operation: Reboiler @COL2
33	Duty SP: 2.073e+006 kJ/h	Minimum Available Duty: 0.0000 kJ/h Maximum Available Duty: ---

COMPOSITION
(Not a material stream - No compositions exist)

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
40	Distillation: D-301	

UTILITIES
(No utilities reference this stream)

PROCESS UTILITY

DYNAMICS

49	Pressure Specification (Inactive)	---
50	Flow Specification (Inactive)	Molar: --- Mass: --- Std Ideal Liq Volume: ---

User Variables

NOTES


Description

59	Energy Stream: Q-305	Fluid Package: Basis-1
60		Property Package: NRTL - Ideal

CONDITIONS

64	Duty Type: Direct Q	Duty Calculation Operation: Condenser @COL4
65	Duty SP: 2.223e+007 kJ/h	Minimum Available Duty: --- Maximum Available Duty: ---

COMPOSITION
(Not a material stream - No compositions exist)

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

6	Energy Stream: Q-305 (continued)	Fluid Package:	Basis-1
7		Property Package:	NRTL - Ideal
8			

9	UNIT OPERATIONS		
---	------------------------	--	--

10	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
11		Distillation:	D-302

12	UTILITIES		
----	------------------	--	--

(No utilities reference this stream)

16	PROCESS UTILITY		
----	------------------------	--	--

19	DYNAMICS		
----	-----------------	--	--

21	Pressure Specification	(Inactive)	---
22	Flow Specification	(Inactive)	Molar: --- Mass: --- Std Ideal Liq Volume: ---

23	User Variables		
----	-----------------------	--	--

25	NOTES		
----	--------------	--	--

28	Description		
----	--------------------	--	--

31	Energy Stream: Q-306	Fluid Package:	Basis-1
32		Property Package:	NRTL - Ideal
33			

34	CONDITIONS		
----	-------------------	--	--

36	Duty Type:	Direct Q	Duty Calculation Operation:	Reboiler @COL4
37	Duty SP:	2.309e+007 kJ/h	Minimum Available Duty:	0.0000 kJ/h Maximum Available Duty: ---

38	COMPOSITION		
----	--------------------	--	--

(Not a material stream - No compositions exist)

42	UNIT OPERATIONS		
----	------------------------	--	--

43	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
44	Distillation:	D-302	

45	UTILITIES		
----	------------------	--	--

(No utilities reference this stream)

48	PROCESS UTILITY		
----	------------------------	--	--

51	DYNAMICS		
----	-----------------	--	--

53	Pressure Specification	(Inactive)	---
54	Flow Specification	(Inactive)	Molar: --- Mass: --- Std Ideal Liq Volume: ---

55	User Variables		
----	-----------------------	--	--


57	NOTES		
----	--------------	--	--

60	Description		
----	--------------------	--	--

63	Energy Stream: Q-303	Fluid Package:	Basis-1
64		Property Package:	NRTL - Ideal
65			

66	CONDITIONS		
----	-------------------	--	--

68	Duty Type:	Direct Q	Duty Calculation Operation:	K-301
----	------------	----------	-----------------------------	-------

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

6	Energy Stream: Q-303 (continued)	Fluid Package:	Basis-1
7		Property Package:	NRTL - Ideal
8			

9	CONDITIONS		
---	-------------------	--	--

11	Duty SP:	3.307e+004 kJ/h	Minimum Available Duty:	0.0000 kJ/h	Maximum Available Duty:	---
----	----------	-----------------	-------------------------	-------------	-------------------------	-----

12	COMPOSITION		
14	(Not a material stream - No compositions exist)		

15	UNIT OPERATIONS		
17	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION

18	Compressor:	K-301		
----	-------------	-------	--	--

19	UTILITIES		
21	(No utilities reference this stream)		

22	PROCESS UTILITY		
23			
24			

25	DYNAMICS		
----	-----------------	--	--

27	Pressure Specification	(Inactive)	---		
28	Flow Specification	(Inactive)	Molar: ---	Mass: ---	Std Ideal Liq Volume: ---

29	User Variables		
30			

31	NOTES		
32			

34	Description		
35			
36			

37	Energy Stream: Q-308	Fluid Package:	Basis-1
38		Property Package:	NRTL - Ideal
39			

40	CONDITIONS		
----	-------------------	--	--

42	Duty Type:	Direct Q	Duty Calculation Operation:	P-301	
43	Duty SP:	3965 kJ/h	Minimum Available Duty:	0.0000 kJ/h	Maximum Available Duty: ---

44	COMPOSITION		
46	(Not a material stream - No compositions exist)		

47	UNIT OPERATIONS		
49	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION

50	Pump:	P-301		
----	-------	-------	--	--

51	UTILITIES		
53	(No utilities reference this stream)		

54	PROCESS UTILITY		
55			
56			


57	DYNAMICS		
----	-----------------	--	--

59	Pressure Specification	(Inactive)	---		
60	Flow Specification	(Inactive)	Molar: ---	Mass: ---	Std Ideal Liq Volume: ---

61	User Variables		
62			

63	NOTES		
64			

66	Description		
67			
68			

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

6	Energy Stream: Q-307	Fluid Package: Basis-1
7		Property Package: NRTL - Ideal

CONDITIONS

11	Duty Type: Direct Q	Duty Calculation Operation: C-302	
12	Duty SP: 1.029e+006 kJ/h	Minimum Available Duty: 0.0000 kJ/h	Maximum Available Duty: ---

COMPOSITION

(Not a material stream - No compositions exist)

UNIT OPERATIONS

18	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
19		Cooler: C-302	

UTILITIES

(No utilities reference this stream)

PROCESS UTILITY

DYNAMICS

28	Pressure Specification (Inactive)	---		
29	Flow Specification (Inactive)	Molar: ---	Mass: ---	Std Ideal Liq Volume: ---

User Variables

NOTES

Description

Energy Stream: Q-309

38	Energy Stream: Q-309	Fluid Package: Basis-1
39		Property Package: NRTL - Ideal

CONDITIONS

43	Duty Type: Direct Q	Duty Calculation Operation: C-303	
44	Duty SP: 3.951e+006 kJ/h	Minimum Available Duty: 0.0000 kJ/h	Maximum Available Duty: ---

COMPOSITION

(Not a material stream - No compositions exist)

UNIT OPERATIONS

50	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
51		Cooler: C-303	

UTILITIES

(No utilities reference this stream)

PROCESS UTILITY


DYNAMICS

60	Pressure Specification (Inactive)	---		
61	Flow Specification (Inactive)	Molar: ---	Mass: ---	Std Ideal Liq Volume: ---

User Variables

NOTES

Description

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

6	Energy Stream: Q-309 (continued)	Fluid Package:	Basis-1
7		Property Package:	NRTL - Ideal
8			

9	Energy Stream: Q-202	Fluid Package:	Basis-1
10		Property Package:	NRTL - Ideal
11			

CONDITIONS

15	Duty Type:	Direct Q	Duty Calculation Operation:	C-201	
16	Duty SP:	7.598e+006 kJ/h	Minimum Available Duty:	0.0000 kJ/h	Maximum Available Duty: ---

COMPOSITION

(Not a material stream - No compositions exist)

UNIT OPERATIONS

22	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
23		Cooler:	C-201

UTILITIES

(No utilities reference this stream)

PROCESS UTILITY

DYNAMICS

32	Pressure Specification	(Inactive)	---
33	Flow Specification	(Inactive)	Molar: --- Mass: --- Std Ideal Liq Volume: ---

User Variables

NOTES

Description

DESCRIPTION

42	Energy Stream: Q-311	Fluid Package:	Basis-1
43		Property Package:	NRTL - Ideal
44			

CONDITIONS

47	Duty Type:	Direct Q	Duty Calculation Operation:	E-100	
48	Duty SP:	8.752e+006 kJ/h	Minimum Available Duty:	0.0000 kJ/h	Maximum Available Duty: ---

COMPOSITION

(Not a material stream - No compositions exist)

UNIT OPERATIONS

54	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
55		Cooler:	E-100

UTILITIES

(No utilities reference this stream)


PROCESS UTILITY


DYNAMICS

64	Pressure Specification	(Inactive)	---
65	Flow Specification	(Inactive)	Molar: --- Mass: --- Std Ideal Liq Volume: ---

User Variables

NOTES

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Paraxylene fix.hsc	
2			Unit Set: NewUser3b	
3			Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023	
4				
5			Fluid Package: Basis-1	
6	Energy Stream: Q-311 (continued)		Property Package: NRTL - Ideal	
7				
8	NOTES			
9	Description			
10	Compressor: K-301			
11	DESIGN			
12	Connections			
13	Inlet Stream			
14	STREAM NAME		FROM UNIT OPERATION	
15	12	Distillation		D-301
16	Outlet Stream			
17	STREAM NAME		TO UNIT OPERATION	
18	13	Cooler		C-301
19	Energy Stream			
20	STREAM NAME		FROM UNIT OPERATION	
21	Q-303			
22	Parameters			
23	Speed:	---	Duty:	9.1871e+00 kW
24	Adiabatic Eff.:	75.00	PolyTropic Eff.:	76.65
25	Adiabatic Head:	8369 m	Polytropic Head:	8553 m
26	Adiabatic Fluid Head:	82.07 kJ/kg	Polytropic Fluid Head:	83.88 kJ/kg
27	Polytropic Exp.	1.276	Isentropic Exp.	1.202
28			Poly Head Factor	1.001
29	User Variables			
30	RATING			
31	Curves			
32	Compressor Speed: ---	Efficiency: Adiabatic	Curves Enabled:	Yes
33	Head Offset: 0.0000 m	Efficiency Offset:	0.00 %	
34	Speed:			
35	Flow	Head	Efficiency (%)	
36	Flow Limits			
37	Surge Curve: Inactive			
38	Speed	Flow	Speed	Flow
39	Stone Wall Curve: Inactive			
40	Speed	Flow	Speed	Flow
41	Surge Flow Rate ---	Field Flow Rate 259.4 ACT_m3/h	Stone Wall Flow ---	Compressor Volume 0.0000 m3
42	Nozzle Paramaters			
43	Base Elevation Relative to Ground Level		0.0000 m *	
44		12	13	
45	Diameter (m)	5.000e-002	5.000e-002	
46	Elevation (Base) (m)	0.0000	0.0000	
47	Elevation (Ground) (m)	0.0000	0.0000	
48	Inertia			
49	Rotational inertia (kg-m2)	6.000	Radius of gyration (m)	0.2000
50	Mass (kg)	150.0	Friction loss factor (rad/min) (kg-m2/s)	6.000e-003
51				
52	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10	
53			Page 79 of 197	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Compressor: K-301 (continued)


WORKSHEET

Conditions

13	Name	12	13	Q-303
14	Vapour	1.0000	1.0000	---
15	Temperature (C)	64.7220	135.2094	---
16	Pressure (atm)	1.0000	2.4000 *	---
17	Molar Flow (kgmole/h)	9.3569	9.3569	---
18	Mass Flow (kg/h)	302.2305	302.2305	---
19	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	0.3790	0.3790	---
20	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.986e+005	-1.951e+005	---
21	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	180.8	183.0	---
22	Heat Flow (kJ/h)	-1.8586e+06	-1.8256e+06	3.3074e+04

Properties

25	Name	12	13	
26	Molecular Weight	32.30	32.30	
27	Molar Density (kgmole/m3)	3.607e-002	7.162e-002	
28	Mass Density (kg/m3)	1.165	2.313	
29	Act. Volume Flow (m3/h)	259.4	130.6	
30	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-6150	-6040	
31	Mass Entropy (kJ/kg-C)	5.598	5.666	
32	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	47.35	52.93	
33	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.466	1.639	
34	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	6.517e+005	6.517e+005	
35	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	7.340e+005	7.340e+005	
36	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2.272e+004	2.272e+004	
37	CO2 Loading	---	---	
38	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	---	---	
39	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---	
40	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2.018e+004	2.018e+004	
41	Phase Fraction [Vol. Basis]	1.000	1.000	
42	Phase Fraction [Mass Basis]	1.000	1.000	
43	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1.000	1.000	
44	Mass Exergy (kJ/kg)	2.738	91.77	
45	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	0.0000	
46	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	
47	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	259.4	130.6	
48	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	24.69	24.69	
49	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	47.35	52.93	
50	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	221.2	221.2	
51	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	797.4	797.4	
52	Act. Liq. Flow (m3/s)	---	---	
53	Z Factor	1.000	1.000	
54	Watson K	10.62	10.62	
55	User Property	---	---	
56	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	0.0000	
57	Cp/(Cp - R)	1.213	1.186	
58	Cp/Cv	1.213	1.186	
59	Ideal Gas Cp/Cv	1.213	1.186	
60	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	47.35	52.93	
61	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.466	1.639	
62	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.536e+004	3.358e+004	
63	Kinematic Viscosity (cSt)	5.686	3.616	
64	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	798.9	798.9	
65	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	0.3783	0.3783	
66	Liquid Fraction	0.0000	0.0000	
67	Molar Volume (m3/kgmole)	27.72	13.96	
68	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	1095	1040	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Compressor: K-301 (continued)

Properties

11	Name	12	13		
12	Phase Fraction [Molar Basis]	1.0000	1.0000		
13	Surface Tension (dyne/cm)	---	---		
14	Thermal Conductivity (W/m-K)	1.596e-002	2.152e-002		
15	Bubble Point Pressure (atm)	1.006	9.481		
16	Viscosity (cP)	6.625e-003	8.365e-003		
17	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	39.03	44.62		
18	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	1.208	1.381		
19	Cv (kJ/kgmole-C)	39.03	44.62		
20	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.208	1.381		
21	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---		
22	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---		
23	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---		
24	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3159	0.3159		
25	True VP at 37.8 C (atm)	0.3147	0.3147		
26	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	0.3783	0.3783		
27	Viscosity Index	-11.20	-36.98		

PERFORMANCE

Results

32	Adiabatic Head (m)	8369	Power Consumed (kW)	9.187
33	Polytropic Head (m)	8553	Polytropic Head Factor	1.001
34	Adiabatic Fluid Head (kJ/kg)	82.07	Polytropic Exponent	1.276
35	Polytropic Fluid Head (kJ/kg)	83.88	Isentropic Exponent	1.202
36	Adiabatic Efficiency	75	Speed (rpm)	---
37	Polytropic Efficiency	77		---

Power/Torque

40	Total Rotor Power (kW)	9.187	Total Rotor Torque (N-m)	---
41	Transient Rotor Power (kW)	0.0000	Transient Rotor Torque (N-m)	---
42	Friction Power Loss (kW)	0.0000	Friction Torque Loss (N-m)	---
43	Fluid Power (kW)	9.187	Fluid Torque (N-m)	---

DYNAMICS

Dynamic Specifications


48	Duty (kJ/h)	3.307e+004	Active	Head (m)	8553	Not Active
49	Adiabatic Efficiency	75	Not Active	Fluid Head (kJ/kg)	83.88	Not Active
50	Polytropic Efficiency	77	Active	Capacity (ACT_m3/h)	259.4	Not Active
51	Pressure Increase (kPa)	141.9	Not Active	Speed (rpm)	---	Not Active
52		---		Use Characteristic Curves		No

Holdup Details

55	Phase	Accumulation (kgmole/h)	Moles (kgmole)	Volume (m3)
57	Vapour	0.0000	0.0000	0.0000
58	Liquid	0.0000	0.0000	0.0000
59	Aqueous	0.0000	0.0000	0.0000
60	Total	0.0000	0.0000	0.0000

NOTES

61	
62	
63	
64	
65	
66	
67	
68	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Conversion Reactor: R-201

CONNECTIONS

Inlet Stream Connections

Stream Name	From Unit Operation
8	Heater H-101

Outlet Stream Connections

Stream Name	To Unit Operation
9	Heat Exchanger: HE-101
bot reactor	

Energy Stream Connections

Stream Name	From Unit Operation
Q-201	Cooler: C-304

PARAMETERS

Physical Parameters		Optional Heat Transfer	
Delta P	Vessel Volume	Duty	Energy Stream
0.0000 kPa	---	-1.224e+007 kJ/h	Q-201

User Variables

REACTION DETAILS

Reaction: Rxn-2

Component	Mole Weight	Stoichiometric Coeff.
Toluene	92.14	-1.000 *
Methanol	32.04	-1.000 *
p-Xylene	106.2	1.000 *
H2O	18.02	1.000 *

REACTION RESULTS FOR : Set-2

Extents

Name	Rank	Specified % Conversion	Use Default	Actual % Conversion	Base Component	Reaction Extent
Rxn-2	0 *	95.00	Yes	95.00	Methanol	4.955e-002

Balance

Components	Total Inflow	Total Reaction	Total Outflow
Toluene	4.956e-002	-4.955e-002	2.488e-006
Methanol	5.216e-002	-4.955e-002	2.608e-003
p-Xylene	9.416e-006	4.955e-002	4.956e-002
H2O	1.021e-003	4.955e-002	5.057e-002


RATING

Sizing

Cylinder	Vertical	Reactor has a Boot:
Volume ---	Diameter ---	Height ---

Nozzles

Base Elevation Relative to Ground Level	0.0000 m *	Diameter	Height
	8	9	bot reactor
Diameter (m)	5.000e-002	5.000e-002	5.000e-002
Elevation (Base) (m)	0.0000	0.0000	0.0000
Elevation (Ground) (m)	0.0000	0.0000	0.0000
Elevation (% of Height) (%)	---	---	---

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			


Conversion Reactor: R-201 (continued)

CONDITIONS

11	Name	8	bot reactor	9	Q-201
12	Vapour	1.0000	0.0000	1.0000	---
13	Temperature (C)	450.0000 *	450.0000 *	450.0000	---
14	Pressure (atm)	2.4000 *	2.4000	2.4000	---
15	Molar Flow (kgmole/h)	369.8850	0.0000	369.8850	---
16	Mass Flow (kg/h)	22524.3133	0.0000	22524.0278	---
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	26.5249	0.0000	25.5839	---
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-3.273e+004	2.640e+004	-6.582e+004	---
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	197.6	298.6	253.1	---
20	Heat Flow (kJ/h)	-1.2105e+07	0.0000e-01	-2.4345e+07	-1.2240e+07

PROPERTIES

23	Name	8	bot reactor	9	
24	Molecular Weight	60.90	90.16	60.89	
25	Molar Density (kgmole/m3)	4.045e-002	55.56	4.045e-002	
26	Mass Density (kg/m3)	2.463	5009	2.463	
27	Act. Volume Flow (m3/h)	9145	0.0000	9145	
28	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-537.4	292.8	-1081	
29	Mass Entropy (kJ/kg-C)	3.245	3.312	4.156	
30	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	144.7	233.7	146.5	
31	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.377	2.592	2.406	
32	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	2.144e+006	3.583e+006	2.128e+006	
33	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	2.266e+006	3.758e+006	2.249e+006	
34	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	3.720e+004	4.168e+004	3.693e+004	
35	CO2 Loading	---	---	---	
36	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	---	---	---	
37	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---	---	
38	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	3.521e+004	3.973e+004	3.494e+004	
39	Phase Fraction [Vol. Basis]	1.000	---	1.000	
40	Phase Fraction [Mass Basis]	1.000	0.0000	1.000	
41	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1.000	---	1.000	
42	Mass Exergy (kJ/kg)	354.9	218.6	417.8	
43	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	0.0000	0.0000	
44	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000	
45	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	9145	---	9145	
46	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	13.94	---	14.46	
47	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	144.7	233.7	146.5	
48	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	8746	0.0000	8746	
49	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	849.2	868.4	880.4	
50	Act. Liq. Flow (m3/s)	---	0.0000	---	
51	Z Factor	1.000	---	---	
52	Watson K	10.22	10.45	10.44	
53	User Property	---	---	---	
54	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	0.0000	0.0000	
55	Cp/(Cp - R)	1.061	1.037	1.060	
56	Cp/Cv	1.061	1.037	1.060	
57	Ideal Gas Cp/Cv	1.061	1.039	1.060	
58	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	144.7	220.6	146.6	
59	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	2.377	2.447	2.407	
60	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.637e+004	3.758e+004	4.027e+004	
61	Kinematic Viscosity (cSt)	7.070	5.142e-002	7.796	
62	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	871.4	877.5	909.9	
63	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	25.85	0.0000	24.75	
64	Liquid Fraction	0.0000	1.000	0.0000	
65	Molar Volume (m3/kgmole)	24.72	1.800e-002	24.72	
66	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	597.2	416.8	661.3	
67	Phase Fraction [Molar Basis]	1.0000	0.0000	1.0000	
68	Surface Tension (dyne/cm)	---	---	---	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Conversion Reactor: R-201 (continued)

PROPERTIES

11	Name	8	bot reactor	9	
12	Thermal Conductivity (W/m-K)	5.237e-002	1.186e-002	5.386e-002	
13	Bubble Point Pressure (atm)	724.4	171.4	324.7	
14	Viscosity (cP)	1.741e-002	0.2575	1.920e-002	
15	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	136.4	225.4	138.2	
16	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.240	2.500	2.270	
17	Cv (kJ/kgmole-C)	136.4	225.4	138.2	
18	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.240	2.500	2.270	
19	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	---	
20	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	---	
21	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---	
22	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3169	3.040e-002	0.1491	
23	True VP at 37.8 C (atm)	0.3171	3.551e-002	7.982e-002	
24	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	25.85	0.0000	24.75	
25	Viscosity Index	---	---	---	

DYNAMICS

Vessel Parameters: Initialize from Product

30	Vessel Volume (m3)	---	Level Calculator	Vertical cylinder
31	Vessel Diameter (m)	---	Fraction Calculator	Use levels and nozzles
32	Vessel Height (m)	---	Feed Delta P (kPa)	0.0000
33	Liquid Level Percent (%)	50.00	Vessel Pressure (atm)	2.400

Holdup: Vessel Levels

36	Phase	Level (m)	Percent (%)	Volume (m3)
37	Vapour	---	---	0.0000
38	Liquid	---	---	0.0000
39	Aqueous	---	---	0.0000

Holdup: Details

43	Phase	Accumulation (kgmole/h)	Moles (kgmole)	Volume (m3)
44	Vapour	0.0000	0.0000	0.0000
45	Liquid	0.0000	0.0000	0.0000
46	Aqueous	0.0000	0.0000	0.0000
47	Total	0.0000	0.0000	0.0000

Duty Valve Source : Direct_Q

51	SP (kJ/h)	Min. Available (kJ/h)	Max. Available (kJ/h)
52	-1.224e+007	0.0000	---

Liquid Heater Height as % of Vessel Volume

56	Top of Heater : 5.00 %	Bottom of Heater : 0.00 %
----	------------------------	---------------------------


Heat Flow into the PFR: Heating

NOTES

Cooler: C-301

CONNECTIONS

Inlet Stream

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Cooler: C-301 (continued)

CONNECTIONS

STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION	
13	Compressor	K-301

Outlet Stream

STREAM NAME	TO UNIT OPERATION	
14	Recycle	RCY-301

Energy Stream

STREAM NAME	TO UNIT OPERATION	
Q-304		

PARAMETERS

Pressure Drop:	0.0000 kPa	Duty:	4.075e+005 kJ/h	Volume:	0.1000 m3
Function:	Not Selected	Zones:	1		

User Variables

NOZZLE PARAMETERS


Base Elevation Relative to Ground Level		0.0000 m *	
		13	14
Diameter	(m)	5.000e-002	5.000e-002
Elevation (Base)	(m)	0.0000	0.0000
Elevation (Ground)	(m)	0.0000 *	0.0000 *

CONDITIONS

Name	13	14	Q-304
Vapour	1.0000	0.0000	---
Temperature (C)	135.2094	25.0000 *	---
Pressure (atm)	2.4000 *	2.4000 *	---
Molar Flow (kgmole/h)	9.3569	9.3569	---
Mass Flow (kg/h)	302.2305	302.2305	---
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	0.3790	0.3790	---
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.951e+005	-2.387e+005	---
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	183.0	54.11	---
Heat Flow (kJ/h)	-1.8256e+06	-2.2331e+06	4.0753e+05

PROPERTIES

Name	13	14		
Molecular Weight	32.30	32.30		
Molar Density (kgmole/m3)	7.162e-002	24.42		
Mass Density (kg/m3)	2.313	788.6		
Act. Volume Flow (m3/h)	130.6	0.3832		
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-6040	-7389		
Mass Entropy (kJ/kg-C)	5.666	1.675		
Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	52.93	115.5		
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.639	3.576		
LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	6.517e+005	6.517e+005		
HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	7.340e+005	7.340e+005		
HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2.272e+004	2.272e+004		
CO2 Loading	---	---		
CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	---	---		
CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---		
LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2.018e+004	2.018e+004		
Phase Fraction [Vol. Basis]	1.000	0.0000		
Phase Fraction [Mass Basis]	1.000	0.0000		
Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1.000	0.0000		
Mass Exergy (kJ/kg)	91.77	-66.72		
Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	0.0000		

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Cooler: C-301 (continued)

PROPERTIES

11	Name	13	14		
12	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000		
13	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	130.6	---		
14	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	24.69	24.69		
15	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	52.93	115.5		
16	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	221.2	221.2		
17	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	797.4	797.4		
18	Act. Liq. Flow (m3/s)	---	1.065e-004		
19	Z Factor	1.000	4.018e-003		
20	Watson K	10.62	10.62		
21	User Property	---	---		
22	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	0.0000		
23	Cp/(Cp - R)	1.186	1.078		
24	Cp/Cv	1.186	1.369		
25	Ideal Gas Cp/Cv	1.186	1.232		
26	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	52.93	44.18		
27	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.639	1.368		
28	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.358e+004	3.358e+004		
29	Kinematic Viscosity (cSt)	3.616	0.6945		
30	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	798.9	798.9		
31	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	0.3783	0.3783		
32	Liquid Fraction	0.0000	1.000		
33	Molar Volume (m3/kgmole)	13.96	4.096e-002		
34	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	1040	1040		
35	Phase Fraction [Molar Basis]	1.0000	0.0000		
36	Surface Tension (dyne/cm)	---	29.88		
37	Thermal Conductivity (W/m-K)	2.152e-002	0.1814		
38	Bubble Point Pressure (atm)	9.481	0.1668		
39	Viscosity (cP)	8.365e-003	0.5477		
40	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	44.62	107.2		
41	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	1.381	3.319		
42	Cv (kJ/kgmole-C)	44.62	84.40		
43	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.381	2.613		
44	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---		
45	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---		
46	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---		
47	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3159	0.3159		
48	True VP at 37.8 C (atm)	0.3147	0.3147		
49	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	0.3783	0.3783		
50	Viscosity Index	-36.98	-2.279		

PERFORMANCE PROFILES

53	Zone	Pressure (atm)	Temperature (C)	Vapour Fraction	Enthalpy (kJ/kgmole)
54	Inlet	2.40	135.21	1.0000	-195104.49
55	0	2.40	25.00	0.0000	-238658.07

PERFORMANCE PLOT

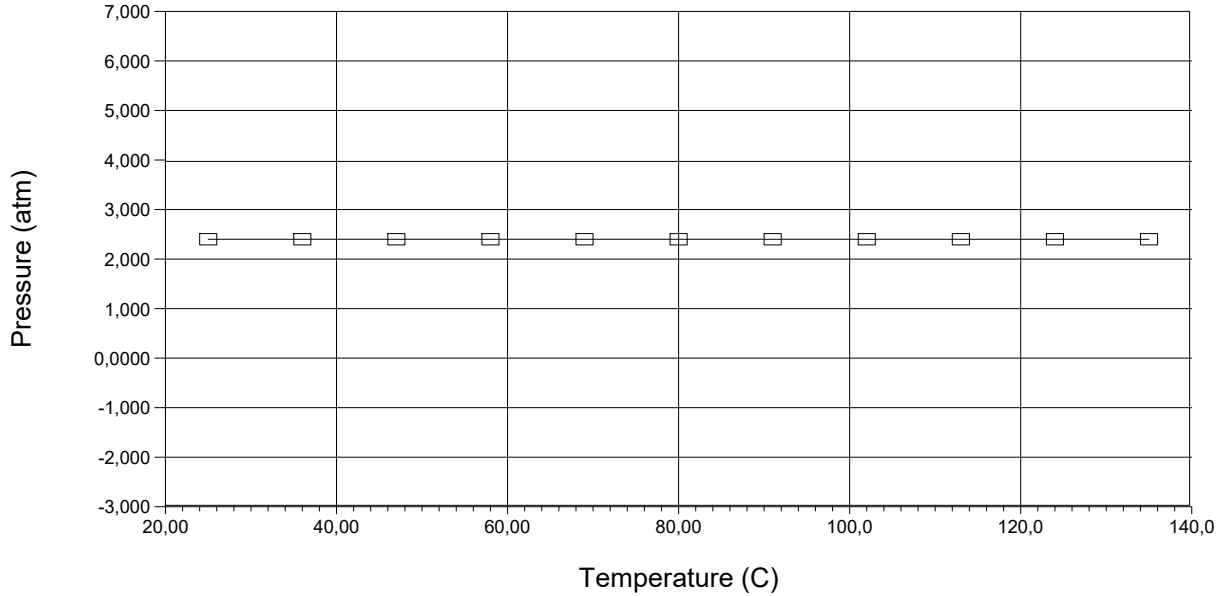
56					
57					
58					
59					
60					
61					
62					
63					
64					
65					
66					
67					
68					



Company Name Not Available
Bedford, MA
USA

Case Name: Paraxylene fix.hsc
Unit Set: NewUser3b
Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023

Cooler: C-301 (continued)



PERFORMANCE TABLE


Overall Phase

Temperature (C)	Pressure (atm)	Heat Flow (kJ/h)	Enthalpy (kJ/kgmole)
135.21	2.40	0.00	-195104.49
124.19	2.40	-5413.73	-195683.07
113.17	2.40	-10737.79	-196252.07
102.15	2.40	-15971.95	-196811.46
91.13	2.40	-21116.05	-197361.23
80.10	2.40	-346275.52	-232112.02
69.08	2.40	-358846.70	-233455.54
58.06	2.40	-371236.58	-234779.69
47.04	2.40	-383467.29	-236086.82
36.02	2.40	-395558.15	-237379.01
25.00	2.40	-407526.19	-238658.07

Vapour Fraction	Vap Phase Mass Frac	Heat of Vap (kJ/kgmole)
1.0000	1.0000	---
1.0000	1.0000	---
1.0000	1.0000	---
1.0000	1.0000	---
1.0000	1.0000	---
0.0000	0.0000	---
0.0000	0.0000	---
0.0000	0.0000	---
0.0000	0.0000	---
0.0000	0.0000	---
0.0000	0.0000	---
0.0000	0.0000	---

Vapour Phase

Mass Flow (kg/h)	Molecular Wt	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)
302.23	32.30	2.31	1.64	0.01	0.02
302.23	32.30	2.38	1.61	0.01	0.02
302.23	32.30	2.45	1.58	0.01	0.02

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Cooler: C-301 (continued)

PERFORMANCE TABLE

Vapour Phase


13	Mass Flow (kg/h)	Molecular Wt	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)
14	302.23	32.30	2.52	1.56	0.01	0.02
15	302.23	32.30	2.59	1.53	0.01	0.02
16	---	---	---	---	---	---
17	---	---	---	---	---	---
18	---	---	---	---	---	---
19	---	---	---	---	---	---
20	---	---	---	---	---	---
21	---	---	---	---	---	---
22	---	---	---	---	---	---
23	Std Gas Flow (STD_m3/h)	Z Factor	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
24	221.24	1.00	73.64	240.89	0.25	0.55
25	221.24	1.00	73.64	240.89	0.25	0.55
26	221.24	1.00	73.64	240.89	0.25	0.55
27	221.24	1.00	73.64	240.89	0.25	0.55
28	221.24	1.00	73.64	240.89	0.25	0.55
29	221.24	1.00	73.64	240.89	0.25	0.55
30	---	---	---	---	---	---
31	---	---	---	---	---	---
32	---	---	---	---	---	---
33	---	---	---	---	---	---
34	---	---	---	---	---	---
35	---	---	---	---	---	---

Light Liquid Phase

38	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
39	---	---	---	---	---	---
40	---	---	---	---	---	---
41	---	---	---	---	---	---
42	---	---	---	---	---	---
43	---	---	---	---	---	---
44	---	---	---	---	---	---
45	302.23	727.69	3.80	0.28	0.16	21.27
46	302.23	740.53	3.75	0.31	0.16	22.96
47	302.23	753.01	3.69	0.36	0.17	24.67
48	302.23	765.15	3.65	0.41	0.17	26.39
49	302.23	777.01	3.61	0.47	0.18	28.13
50	302.23	788.61	3.58	0.55	0.18	29.88
51	Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
52	---	---	---	---	---	---
53	---	---	---	---	---	---
54	---	---	---	---	---	---
55	---	---	---	---	---	---
56	---	---	---	---	---	---
57	---	---	---	---	---	---
58	32.30	0.73	73.64	240.89	0.25	0.55
59	32.30	0.74	73.64	240.89	0.25	0.55
60	32.30	0.75	73.64	240.89	0.25	0.55
61	32.30	0.77	73.64	240.89	0.25	0.55
62	32.30	0.78	73.64	240.89	0.25	0.55
63	32.30	0.79	73.64	240.89	0.25	0.55

Heavy Liquid Phase

66	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
67	---	---	---	---	---	---
68	---	---	---	---	---	---

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Cooler: C-301 (continued)

PERFORMANCE TABLE

Heavy Liquid Phase


13	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
14	---	---	---	---	---	---
15	---	---	---	---	---	---
16	---	---	---	---	---	---
17	---	---	---	---	---	---
18	---	---	---	---	---	---
19	---	---	---	---	---	---
20	---	---	---	---	---	---
21	---	---	---	---	---	---
22	---	---	---	---	---	---
23	---	---	---	---	---	---
24	---	---	---	---	---	---
25	Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
26	---	---	---	---	---	---
27	---	---	---	---	---	---
28	---	---	---	---	---	---
29	---	---	---	---	---	---
30	---	---	---	---	---	---
31	---	---	---	---	---	---
32	---	---	---	---	---	---
33	---	---	---	---	---	---
34	---	---	---	---	---	---
35	---	---	---	---	---	---
36	---	---	---	---	---	---
37	---	---	---	---	---	---

Mixed Liquid Phase

40	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
41	---	---	---	---	---	---
42	---	---	---	---	---	---
43	---	---	---	---	---	---
44	---	---	---	---	---	---
45	---	---	---	---	---	---
46	---	---	---	---	---	---
47	302.23	727.69	3.80	0.28	0.16	21.27
48	302.23	740.53	3.75	0.31	0.16	22.96
49	302.23	753.01	3.69	0.36	0.17	24.67
50	302.23	765.15	3.65	0.41	0.17	26.39
51	302.23	777.01	3.61	0.47	0.18	28.13
52	302.23	788.61	3.58	0.55	0.18	29.88
53	Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
54	---	---	---	---	---	---
55	---	---	---	---	---	---
56	---	---	---	---	---	---
57	---	---	---	---	---	---
58	---	---	---	---	---	---
59	---	---	---	---	---	---
60	32.30	0.73	73.64	240.89	0.25	0.55
61	32.30	0.74	73.64	240.89	0.25	0.55
62	32.30	0.75	73.64	240.89	0.25	0.55
63	32.30	0.77	73.64	240.89	0.25	0.55
64	32.30	0.78	73.64	240.89	0.25	0.55
65	32.30	0.79	73.64	240.89	0.25	0.55

DYNAMICS

Model Details: Supplied Duty

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Cooler: C-301 (continued)

Model Details: Supplied Duty			
Zone	1 *	Delta P (kPa)	0.0000
Volume (m3)	0.1000 *	Overall K (kg/hr/sqrt(kPa-kg/m3))	3.600e-003 *
Duty (kJ/h)	4.075e+005		

Holdup Details

Phase	Accumulation (kgmole/h)	Moles (kgmole)	Volume (m3)
Vapour	0.0000	0.0000	0.0000
Liquid	0.0000	0.0000	0.0000
Aqueous	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0000	0.0000	0.0000

Individual Zone Holdups: Zone 0

Delta P Specs and Duties

Zone	dP Value (kPa)	dP Option	Duty (kJ/h)
0 *	0.0000 *	not specified	-4.060e+005 *

Zone Conductance Specifications

Zone	k (kg/hr/sqrt(kPa-kg/m3))	Specification
0 *	3.600e-003	Disabled

NOTES

Cooler: C-304

CONNECTIONS

Inlet Stream

STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
25	Tee TEE-302

Outlet Stream

STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
26	Expander K-302

Energy Stream

STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
Q-201	Conversion Reactor R-201

PARAMETERS

Pressure Drop: 0.0000 kPa *	Duty: -1.224e+007 kJ/h	Volume: 0.1000 m3
Function: Not Selected	Zones: 1	


User Variables

NOZZLE PARAMETERS

Base Elevation Relative to Ground Level		0.0000 m *	
	25	26	
Diameter (m)	5.000e-002	5.000e-002	
Elevation (Base) (m)	0.0000	0.0000	
Elevation (Ground) (m)	0.0000 *	0.0000 *	

CONDITIONS

Name	25	26	Q-201
------	----	----	-------

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			


Cooler: C-304 (continued)

CONDITIONS

11	Vapour		0.0000	1.0000	---
12	Temperature (C)		25.0862	1824.2799	---
13	Pressure (atm)		10.0000	10.0000	---
14	Molar Flow (kgmole/h)		100.0000 *	100.0000	---
15	Mass Flow (kg/h)		1802.6997	1802.6997	---
16	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)		1.8070	1.8070	---
17	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)		-2.848e+005	-1.624e+005	---
18	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)		6.677	169.3	---
19	Heat Flow (kJ/h)		-2.8484e+07	-1.6244e+07	-1.2240e+07

PROPERTIES

22	Name	25	26		
23	Molecular Weight	18.03	18.03		
24	Molar Density (kgmole/m3)	55.87	5.810e-002		
25	Mass Density (kg/m3)	1007	1.047		
26	Act. Volume Flow (m3/h)	1.790	1721		
27	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.580e+004	-9011		
28	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.3704	9.392		
29	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	75.69	54.05		
30	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.199	2.998		
31	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	545.4	545.4		
32	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.159e+004	4.159e+004		
33	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2307	2307		
34	CO2 Loading	---	---		
35	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	---	---		
36	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---		
37	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	30.26	30.26		
38	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.000		
39	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000		
40	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000		
41	Mass Exergy (kJ/kg)	0.6587	4101		
42	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	0.0000		
43	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000		
44	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	1721		
45	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	55.34	55.34		
46	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	75.69	54.05		
47	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	2364	2364		
48	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	997.6	997.6		
49	Act. Liq. Flow (m3/s)	4.972e-004	---		
50	Z Factor	7.314e-003	1.000		
51	Watson K	10.60	10.60		
52	User Property	---	---		
53	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	0.0000		
54	Cp/(Cp - R)	1.123	1.182		
55	Cp/Cv	1.152	1.182		
56	Ideal Gas Cp/Cv	1.329	1.147		
57	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	33.59	64.74		
58	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.863	3.591		
59	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.628e+004	3.628e+004		
60	Kinematic Viscosity (cSt)	0.8824	52.66		
61	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	1014	1014		
62	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	1.777	1.777		
63	Liquid Fraction	1.000	0.0000		
64	Molar Volume (m3/kgmole)	1.790e-002	17.21		
65	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2012	2012		
66	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000		
67	Surface Tension (dyne/cm)	72.05	---		
68	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6111	-6.089e-002		

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Cooler: C-304 (continued)

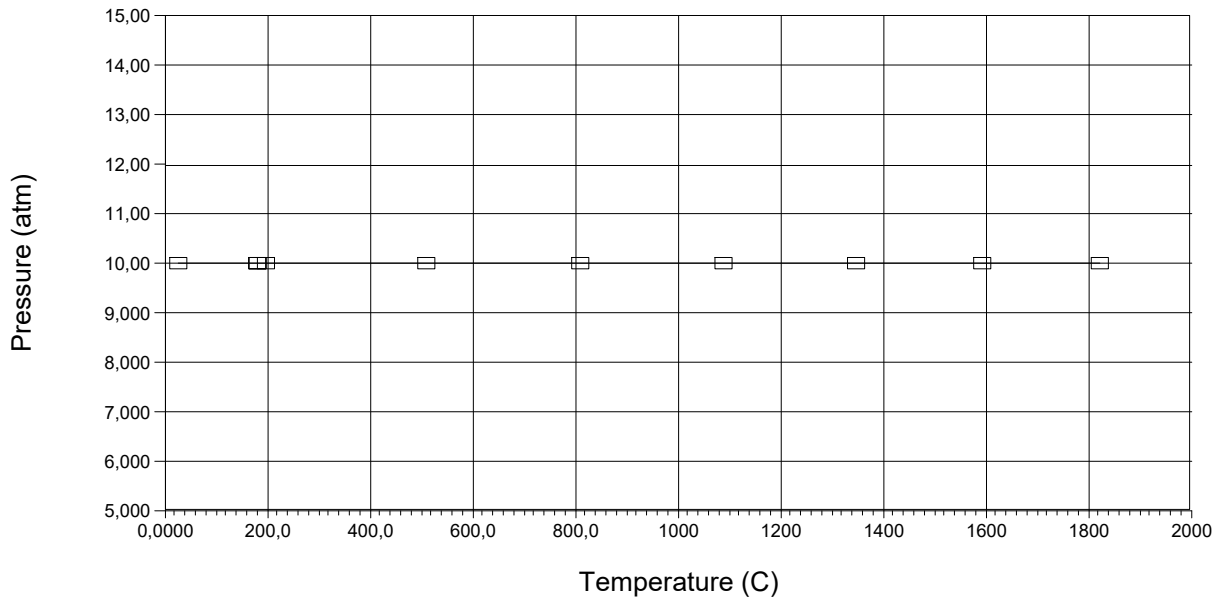
PROPERTIES

Name	25	26		
Bubble Point Pressure (atm)	3.402e-002	---		
Viscosity (cP)	0.8887	5.516e-002		
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	67.37	45.74		
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.737	2.537		
Cv (kJ/kgmole-C)	65.72	45.74		
Mass Cv (kJ/kg-C)	3.646	2.537		
Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	77.34	---		
Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	4.290	---		
Cp/Cv (Ent. Method)	0.9786	---		
Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3201	0.3201		
True VP at 37.8 C (atm)	6.853e-002	6.853e-002		
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	1.777	1.777		
Viscosity Index	1.475	---		

PERFORMANCE PROFILES

Zone	Pressure (atm)	Temperature (C)	Vapour Fraction	Enthalpy (kJ/kgmole)
Inlet	10.00	25.09	0.0000	-284841.99
0	10.00	1824.28	1.0000	-162440.15


PERFORMANCE PLOT



PERFORMANCE TABLE

Overall Phase

Temperature (C)	Pressure (atm)	Heat Flow (kJ/h)	Enthalpy (kJ/kgmole)
25.09	10.00	0.00	-284841.99
180.30	10.00	1224018.49	-272601.81
180.40	10.00	2448036.99	-260361.62
180.43	10.00	3672055.48	-248121.44
196.53	10.00	4896073.97	-235881.25
510.20	10.00	6120092.47	-223641.07
810.39	10.00	7344110.96	-211400.89

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Cooler: C-304 (continued)

PERFORMANCE TABLE

Overall Phase

Temperature (C)	Pressure (atm)	Heat Flow (kJ/h)	Enthalpy (kJ/kgmole)
1088.02	10.00	8568129.45	-199160.70
1347.56	10.00	9792147.95	-186920.52
1592.19	10.00	11016166.44	-174680.33
1824.28	10.00	12240184.93	-162440.15

Vapour Fraction	Vap Phase Mass Frac	Heat of Vap (kJ/kgmole)
0.0000	0.0000	---
0.0098	0.0098	---
0.3472	0.3475	---
0.6848	0.6849	---
1.0000	1.0000	---
1.0000	1.0000	---
1.0000	1.0000	---
1.0000	1.0000	---
1.0000	1.0000	---
1.0000	1.0000	---
1.0000	1.0000	---
1.0000	1.0000	---


Vapour Phase

Mass Flow (kg/h)	Molecular Wt	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)
---	---	---	---	---	---
17.75	18.13	4.87	2.93	0.01	0.03
626.41	18.04	4.85	2.94	0.01	0.03
1234.70	18.03	4.84	2.94	0.01	0.03
1802.70	18.03	4.68	2.65	0.02	0.03
1802.70	18.03	2.80	2.17	0.03	0.07
1802.70	18.03	2.03	2.36	0.03	0.09
1802.70	18.03	1.61	2.53	0.04	0.10
1802.70	18.03	1.36	2.70	0.05	0.08
1802.70	18.03	1.18	2.85	0.05	0.02
1802.70	18.03	1.05	3.00	0.06	-0.06

Std Gas Flow (STD_m3/h)	Z Factor	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
---	---	---	---	---	---
23.15	1.00	217.60	373.59	0.26	0.34
820.99	1.00	218.06	373.92	0.26	0.34
1619.08	1.00	218.15	374.01	0.26	0.34
2364.44	1.00	218.19	374.04	0.26	0.34
2364.44	1.00	218.19	374.04	0.26	0.34
2364.44	1.00	218.19	374.04	0.26	0.34
2364.44	1.00	218.19	374.04	0.26	0.34
2364.44	1.00	218.19	374.04	0.26	0.34
2364.44	1.00	218.19	374.04	0.26	0.34
2364.44	1.00	218.19	374.04	0.26	0.34
2364.44	1.00	218.19	374.04	0.26	0.34
2364.44	1.00	218.19	374.04	0.26	0.34

Light Liquid Phase

Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Cooler: C-304 (continued)

PERFORMANCE TABLE

Light Liquid Phase


13	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
14	---	---	---	---	---	---
15	---	---	---	---	---	---
16	---	---	---	---	---	---
17	---	---	---	---	---	---
18	---	---	---	---	---	---
19	---	---	---	---	---	---
20	---	---	---	---	---	---
21	Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
22	---	---	---	---	---	---
23	---	---	---	---	---	---
24	---	---	---	---	---	---
25	---	---	---	---	---	---
26	---	---	---	---	---	---
27	---	---	---	---	---	---
28	---	---	---	---	---	---
29	---	---	---	---	---	---
30	---	---	---	---	---	---
31	---	---	---	---	---	---
32	---	---	---	---	---	---
33	---	---	---	---	---	---

Heavy Liquid Phase

36	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
37	---	---	---	---	---	---
38	1802.70	1007.18	4.20	0.89	0.61	72.05
39	1784.95	873.96	4.42	0.15	0.68	42.18
40	1176.29	874.07	4.42	0.15	0.68	42.17
41	568.00	874.11	4.42	0.15	0.68	42.17
42	---	---	---	---	---	---
43	---	---	---	---	---	---
44	---	---	---	---	---	---
45	---	---	---	---	---	---
46	---	---	---	---	---	---
47	---	---	---	---	---	---
48	---	---	---	---	---	---
49	Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
50	---	---	---	---	---	---
51	18.03	1.01	218.19	374.04	0.26	0.34
52	18.03	0.87	218.20	374.05	0.26	0.34
53	18.02	0.87	218.26	374.10	0.26	0.34
54	18.02	0.87	218.28	374.12	0.26	0.34
55	---	---	---	---	---	---
56	---	---	---	---	---	---
57	---	---	---	---	---	---
58	---	---	---	---	---	---
59	---	---	---	---	---	---
60	---	---	---	---	---	---
61	---	---	---	---	---	---

Mixed Liquid Phase

64	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
65	---	---	---	---	---	---
66	1802.70	1007.18	4.20	0.89	0.61	72.05
67	1784.95	873.96	4.42	0.15	0.68	42.18
68	1176.29	874.07	4.42	0.15	0.68	42.17

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Cooler: C-304 (continued)

PERFORMANCE TABLE

Mixed Liquid Phase

13	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
14	568.00	874.11	4.42	0.15	0.68	42.17
15	---	---	---	---	---	---
16	---	---	---	---	---	---
17	---	---	---	---	---	---
18	---	---	---	---	---	---
19	---	---	---	---	---	---
20	---	---	---	---	---	---
21	---	---	---	---	---	---
22	---	---	---	---	---	---
23	Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
24	18.03	1.01	218.19	374.04	0.26	0.34
25	18.03	0.87	218.20	374.05	0.26	0.34
26	18.02	0.87	218.26	374.10	0.26	0.34
27	18.02	0.87	218.28	374.12	0.26	0.34
28	---	---	---	---	---	---
29	---	---	---	---	---	---
30	---	---	---	---	---	---
31	---	---	---	---	---	---
32	---	---	---	---	---	---
33	---	---	---	---	---	---
34	---	---	---	---	---	---
35	---	---	---	---	---	---

DYNAMICS

Model Details: Supplied Duty

40	Zone	1 *	Delta P (kPa)	0.0000 *
41	Volume (m3)	0.1000 *	Overall K (kg/hr/sqrt(kPa-kg/m3))	2.005 *
42	Duty (kJ/h)	-1.224e+007		

Holdup Details

45	Phase	Accumulation (kgmole/h)	Moles (kgmole)	Volume (m3)
46	Vapour	0.0000	0.0000	0.0000
47	Liquid	0.0000	0.0000	0.0000
48	Aqueous	0.0000	0.0000	0.0000
49	Total	0.0000	0.0000	0.0000

Individual Zone Holdups: Zone 0

Delta P Specs and Duties


55	Zone	dP Value (kPa)	dP Option	Duty (kJ/h)
56	0 *	0.0000 *	not specified	1.224e+007 *


Zone Conductance Specifications

60	Zone	k (kg/hr/sqrt(kPa-kg/m3))	Specification
61	0 *	2.005	Disabled

NOTES

65	
66	
67	
68	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Paraxylene fix.hsc	
2			Unit Set: NewUser3b	
3			Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023	
4				
5				
6	Cooler: C-302			
7	CONNECTIONS			
8	Inlet Stream			
9	STREAM NAME		FROM UNIT OPERATION	
10	21	Distillation		D-302
11	Outlet Stream			
12	STREAM NAME		TO UNIT OPERATION	
13	22	Pump		P-301
14	Energy Stream			
15	STREAM NAME		TO UNIT OPERATION	
16	Q-307			
17	PARAMETERS			
18	Pressure Drop:	0.0000 kPa *	Duty:	1.029e+006 kJ/h
19	Function:	Not Selected	Zones:	1
20	Volume:			0.1000 m3
21	User Variables			
22	NOZZLE PARAMETERS			
23	Base Elevation Relative to Ground Level		0.0000 m *	
24		21	22	
25	Diameter (m)	5.000e-002	5.000e-002	
26	Elevation (Base) (m)	0.0000	0.0000	
27	Elevation (Ground) (m)	0.0000 *	0.0000 *	
28	CONDITIONS			
29	Name	21	22	Q-307
30	Vapour	0.0000	0.0000	---
31	Temperature (C)	99.4886	25.0000 *	---
32	Pressure (atm)	1.0000	1.0000	---
33	Molar Flow (kgmole/h)	182.1443	182.1443	---
34	Mass Flow (kg/h)	3283.5141	3283.5141	---
35	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	3.2913	3.2913	---
36	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.792e+005	-2.849e+005	---
37	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	23.58	6.644	---
38	Heat Flow (kJ/h)	-5.0857e+07	-5.1886e+07	1.0294e+06
39	PROPERTIES			
40	Name	21	22	
41	Molecular Weight	18.03	18.03	
42	Molar Density (kgmole/m3)	52.58	55.86	
43	Mass Density (kg/m3)	947.9	1007	
44	Act. Volume Flow (m3/h)	3.464	3.261	
45	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.549e+004	-1.580e+004	
46	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.308	0.3686	
47	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	75.65	75.73	
48	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.196	4.201	
49	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	545.4	545.4	
50	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.159e+004	4.159e+004	
51	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2307	2307	
52	CO2 Loading	---	---	
53	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	---	---	
54	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---	
55	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	30.26	30.26	
56	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	0.0000	
57	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	0.0000	
58	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	0.0000	
59	Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 10 Page 96 of 197			

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Cooler: C-302 (continued)

PROPERTIES

11	Name	21	22		
12	Mass Exergy (kJ/kg)	33.40	2.972e-010		
13	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	0.0000		
14	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000		
15	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---		
16	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	55.34	55.34		
17	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	75.65	75.73		
18	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	4307	4307		
19	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	997.6	997.6		
20	Act. Liq. Flow (m3/s)	9.622e-004	9.058e-004		
21	Z Factor	6.219e-004	7.317e-004		
22	Watson K	10.60	10.60		
23	User Property	---	---		
24	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	0.0000		
25	Cp/(Cp - R)	1.123	1.123		
26	Cp/Cv	1.186	1.152		
27	Ideal Gas Cp/Cv	1.322	1.329		
28	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	34.10	33.59		
29	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.892	1.863		
30	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.068e+004	4.068e+004		
31	Kinematic Viscosity (cSt)	0.2959	0.8843		
32	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	1014	1014		
33	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	3.237	3.237		
34	Liquid Fraction	1.000	1.000		
35	Molar Volume (m3/kgmole)	1.902e-002	1.790e-002		
36	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2257	2257		
37	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.0000		
38	Surface Tension (dyne/cm)	58.67	72.07		
39	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6805	0.6110		
40	Bubble Point Pressure (atm)	1.000	3.385e-002		
41	Viscosity (cP)	0.2805	0.8904		
42	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	67.33	67.42		
43	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.735	3.740		
44	Cv (kJ/kgmole-C)	63.81	65.76		
45	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.539	3.648		
46	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	116.5		
47	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	6.461		
48	Cp/Cv (Ent. Method)	---	0.6503		
49	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3201	0.3201		
50	True VP at 37.8 C (atm)	6.853e-002	6.853e-002		
51	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	3.237	3.237		
52	Viscosity Index	-23.77	1.507		

PERFORMANCE PROFILES

55	Zone	Pressure (atm)	Temperature (C)	Vapour Fraction	Enthalpy (kJ/kgmole)
57	Inlet	1.00	99.49	0.0000	-279212.14
58	0	1.00	25.00	0.0000	-284863.76

PERFORMANCE PLOT

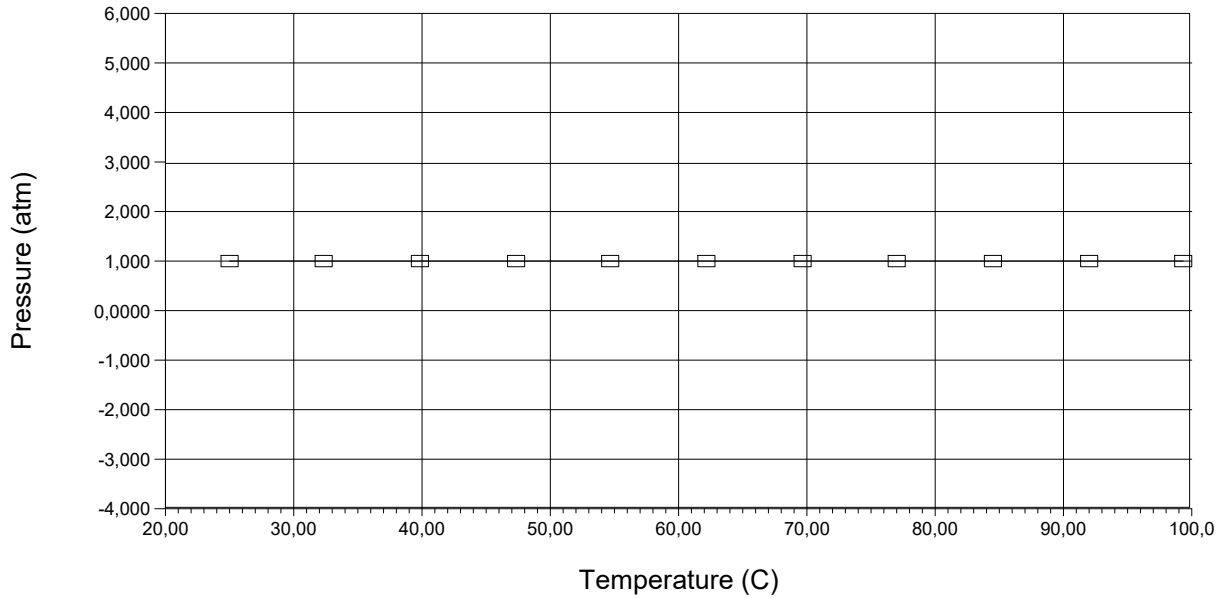
60
61
62
63
64
65
66
67
68



Company Name Not Available
Bedford, MA
USA

Case Name: Paraxylene fix.hsc
Unit Set: NewUser3b
Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023

Cooler: C-302 (continued)



PERFORMANCE TABLE


Overall Phase

Temperature (C)	Pressure (atm)	Heat Flow (kJ/h)	Enthalpy (kJ/kgmole)
99.49	1.00	0.00	-279212.14
92.04	1.00	-102576.44	-279775.30
84.59	1.00	-205095.33	-280338.14
77.14	1.00	-307640.38	-280901.13
69.69	1.00	-410285.52	-281464.67
62.24	1.00	-513088.17	-282029.07
54.80	1.00	-616081.30	-282594.52
47.35	1.00	-719264.12	-283161.01
39.90	1.00	-822591.43	-283728.29
32.45	1.00	-925961.54	-284295.81
25.00	1.00	-1029411.19	-284863.76

Vapour Fraction	Vap Phase Mass Frac	Heat of Vap (kJ/kgmole)
0.0000	0.0000	---
0.0000	0.0000	---
0.0000	0.0000	---
0.0000	0.0000	---
0.0000	0.0000	---
0.0000	0.0000	---
0.0000	0.0000	---
0.0000	0.0000	---
0.0000	0.0000	---
0.0000	0.0000	---
0.0000	0.0000	---
0.0000	0.0000	---
0.0000	0.0000	---
0.0000	0.0000	---
0.0000	0.0000	---

Vapour Phase

Mass Flow (kg/h)	Molecular Wt	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)
---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Cooler: C-302 (continued)

PERFORMANCE TABLE

Vapour Phase


13	Mass Flow (kg/h)	Molecular Wt	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)
14	---	---	---	---	---	---
15	---	---	---	---	---	---
16	---	---	---	---	---	---
17	---	---	---	---	---	---
18	---	---	---	---	---	---
19	---	---	---	---	---	---
20	---	---	---	---	---	---
21	---	---	---	---	---	---
22	---	---	---	---	---	---
23	Std Gas Flow (STD_m3/h)	Z Factor	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
24	---	---	---	---	---	---
25	---	---	---	---	---	---
26	---	---	---	---	---	---
27	---	---	---	---	---	---
28	---	---	---	---	---	---
29	---	---	---	---	---	---
30	---	---	---	---	---	---
31	---	---	---	---	---	---
32	---	---	---	---	---	---
33	---	---	---	---	---	---
34	---	---	---	---	---	---
35	---	---	---	---	---	---

Light Liquid Phase

38	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
39	---	---	---	---	---	---
40	---	---	---	---	---	---
41	---	---	---	---	---	---
42	---	---	---	---	---	---
43	---	---	---	---	---	---
44	---	---	---	---	---	---
45	---	---	---	---	---	---
46	---	---	---	---	---	---
47	---	---	---	---	---	---
48	---	---	---	---	---	---
49	---	---	---	---	---	---
50	---	---	---	---	---	---
51	Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
52	---	---	---	---	---	---
53	---	---	---	---	---	---
54	---	---	---	---	---	---
55	---	---	---	---	---	---
56	---	---	---	---	---	---
57	---	---	---	---	---	---
58	---	---	---	---	---	---
59	---	---	---	---	---	---
60	---	---	---	---	---	---
61	---	---	---	---	---	---
62	---	---	---	---	---	---
63	---	---	---	---	---	---

Heavy Liquid Phase

66	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
67	3283.51	947.93	4.20	0.28	0.68	58.67

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Cooler: C-302 (continued)

PERFORMANCE TABLE

Heavy Liquid Phase


13	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
14						
15	3283.51	954.15	4.19	0.30	0.68	60.07
16	3283.51	960.30	4.19	0.33	0.67	61.46
17	3283.51	966.36	4.19	0.36	0.67	62.83
18	3283.51	972.35	4.20	0.40	0.66	64.18
19	3283.51	978.28	4.21	0.45	0.66	65.52
20	3283.51	984.14	4.21	0.50	0.65	66.85
21	3283.51	989.93	4.22	0.57	0.64	68.17
22	3283.51	995.67	4.23	0.65	0.63	69.48
23	3283.51	1001.35	4.23	0.76	0.62	70.77
24	3283.51	1006.97	4.20	0.89	0.61	72.07
25	Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
26						
27	18.03	0.95	218.19	374.04	0.26	0.34
28	18.03	0.95	218.19	374.04	0.26	0.34
29	18.03	0.96	218.19	374.04	0.26	0.34
30	18.03	0.97	218.19	374.04	0.26	0.34
31	18.03	0.97	218.19	374.04	0.26	0.34
32	18.03	0.98	218.19	374.04	0.26	0.34
33	18.03	0.98	218.19	374.04	0.26	0.34
34	18.03	0.99	218.19	374.04	0.26	0.34
35	18.03	1.00	218.19	374.04	0.26	0.34
36	18.03	1.00	218.19	374.04	0.26	0.34
37	18.03	1.01	218.19	374.04	0.26	0.34

Mixed Liquid Phase

40	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
41						
42	3283.51	947.93	4.20	0.28	0.68	58.67
43	3283.51	954.15	4.19	0.30	0.68	60.07
44	3283.51	960.30	4.19	0.33	0.67	61.46
45	3283.51	966.36	4.19	0.36	0.67	62.83
46	3283.51	972.35	4.20	0.40	0.66	64.18
47	3283.51	978.28	4.21	0.45	0.66	65.52
48	3283.51	984.14	4.21	0.50	0.65	66.85
49	3283.51	989.93	4.22	0.57	0.64	68.17
50	3283.51	995.67	4.23	0.65	0.63	69.48
51	3283.51	1001.35	4.23	0.76	0.62	70.77
52	3283.51	1006.97	4.20	0.89	0.61	72.07
53	Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
54						
55	18.03	0.95	218.19	374.04	0.26	0.34
56	18.03	0.95	218.19	374.04	0.26	0.34
57	18.03	0.96	218.19	374.04	0.26	0.34
58	18.03	0.97	218.19	374.04	0.26	0.34
59	18.03	0.97	218.19	374.04	0.26	0.34
60	18.03	0.98	218.19	374.04	0.26	0.34
61	18.03	0.98	218.19	374.04	0.26	0.34
62	18.03	0.99	218.19	374.04	0.26	0.34
63	18.03	1.00	218.19	374.04	0.26	0.34
64	18.03	1.00	218.19	374.04	0.26	0.34
65	18.03	1.01	218.19	374.04	0.26	0.34

DYNAMICS

Model Details: Supplied Duty

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Cooler: C-302 (continued)

Model Details: Supplied Duty

10	Zone	1 *	Delta P (kPa)	0.0000 *
11	Volume (m3)	0.1000 *	Overall K (kg/hr/sqrt(kPa-kg/m3))	3.600e-003 *
12	Duty (kJ/h)	1.029e+006		

Holdup Details

15	Phase	Accumulation (kgmole/h)	Moles (kgmole)	Volume (m3)
17	Vapour	0.0000	0.0000	0.0000
18	Liquid	0.0000	0.0000	0.0000
19	Aqueous	0.0000	0.0000	0.0000
20	Total	0.0000	0.0000	0.0000

Individual Zone Holdups: Zone 0

Delta P Specs and Duties

25	Zone	dP Value (kPa)	dP Option	Duty (kJ/h)
27	0 *	0.0000 *	not specified	-1.035e+006 *

Zone Conductance Specifications

30	Zone	k (kg/hr/sqrt(kPa-kg/m3))	Specification
32	0 *	3.600e-003	Disabled

NOTES

Cooler: C-303

CONNECTIONS

Inlet Stream

43	STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
44	19	Distillation D-302

Outlet Stream

47	STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
48	20	Tank T-301

Energy Stream

51	STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
52	Q-309	

PARAMETERS

55	Pressure Drop: 0.0000 kPa *	Duty: 3.951e+006 kJ/h	Volume: 0.1000 m3
56	Function: Not Selected	Zones: 1	


User Variables

NOZZLE PARAMETERS

61	Base Elevation Relative to Ground Level			0.0000 m *
63	Diameter (m)	19	20	
64	Elevation (Base) (m)	5.000e-002	5.000e-002	
65	Elevation (Ground) (m)	0.0000	0.0000	*

CONDITIONS

68	Name	19	20	Q-309
----	------	----	----	-------

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			


Cooler: C-303 (continued)

CONDITIONS

11	Vapour		0.0000	0.0000	---
12	Temperature (C)		138.4824	30.0000 *	---
13	Pressure (atm)		1.0000	1.0000	---
14	Molar Flow (kgmole/h)		178.3838	178.3838	---
15	Mass Flow (kg/h)		18938.2832	18938.2832	---
16	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)		21.9135	21.9135	---
17	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)		-1113	-2.326e+004	---
18	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)		139.6	43.32	---
19	Heat Flow (kJ/h)		-1.9862e+05	-4.1498e+06	3.9512e+06

PROPERTIES

22	Name	19	20		
23	Molecular Weight	106.2	106.2		
24	Molar Density (kgmole/m3)	7.086	8.042		
25	Mass Density (kg/m3)	752.3	853.8		
26	Act. Volume Flow (m3/h)	25.17	22.18		
27	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-10.49	-219.1		
28	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.315	0.4081		
29	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	225.6	183.2		
30	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.125	1.725		
31	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.377e+006	4.377e+006		
32	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.582e+006	4.582e+006		
33	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.316e+004	4.316e+004		
34	CO2 Loading	---	---		
35	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	---	---		
36	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---		
37	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.123e+004	4.123e+004		
38	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	0.0000		
39	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	0.0000		
40	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	0.0000		
41	Mass Exergy (kJ/kg)	-68.09	-6.452		
42	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	0.0000		
43	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000		
44	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---		
45	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	8.140	8.140		
46	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	225.6	183.2		
47	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	4218	4218		
48	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	864.2	864.2		
49	Act. Liq. Flow (m3/s)	6.992e-003	6.162e-003		
50	Z Factor	4.178e-003	4.999e-003		
51	Watson K	10.45	10.45		
52	User Property	---	---		
53	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	0.0000		
54	Cp/(Cp - R)	1.038	1.048		
55	Cp/Cv	1.285	1.301		
56	Ideal Gas Cp/Cv	1.051	1.069		
57	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	170.7	129.1		
58	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.608	1.216		
59	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.601e+004	3.601e+004		
60	Kinematic Viscosity (cSt)	0.2840	0.6679		
61	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	866.8	866.8		
62	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	21.85	21.85		
63	Liquid Fraction	1.000	1.000		
64	Molar Volume (m3/kgmole)	0.1411	0.1243		
65	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	339.2	339.2		
66	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.0000		
67	Surface Tension (dyne/cm)	16.45	27.66		
68	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1121	0.1387		

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Cooler: C-303 (continued)

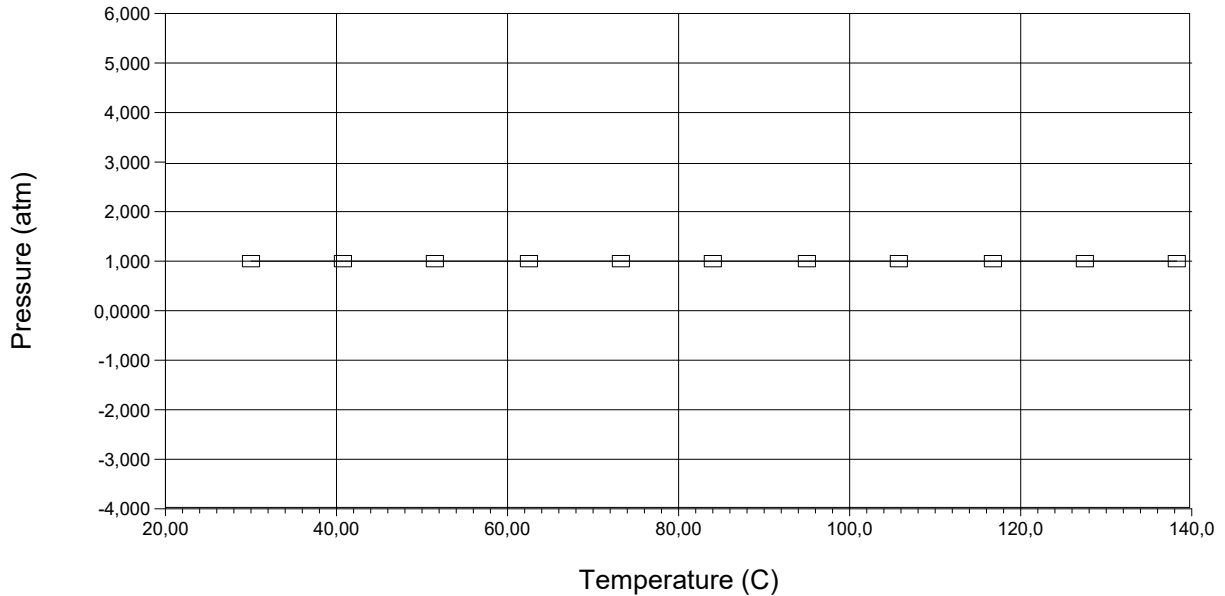
PROPERTIES

Name	19	20		
Bubble Point Pressure (atm)	1.000	1.554e-002		
Viscosity (cP)	0.2137	0.5702		
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	217.3	174.8		
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.047	1.647		
Cv (kJ/kgmole-C)	175.5	140.8		
Mass Cv (kJ/kg-C)	1.653	1.326		
Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---		
Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---		
Cp/Cv (Ent. Method)	---	---		
Reid VP at 37.8 C (atm)	2.361e-002	2.361e-002		
True VP at 37.8 C (atm)	2.361e-002	2.361e-002		
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	21.85	21.85		
Viscosity Index	-25.61	-2.944		

PERFORMANCE PROFILES

Zone	Pressure (atm)	Temperature (C)	Vapour Fraction	Enthalpy (kJ/kgmole)
Inlet	1.00	138.48	0.0000	-1113.42
0	1.00	30.00	0.0000	-23263.23


PERFORMANCE PLOT



PERFORMANCE TABLE

Overall Phase

Temperature (C)	Pressure (atm)	Heat Flow (kJ/h)	Enthalpy (kJ/kgmole)
138.48	1.00	0.00	-1113.42
127.63	1.00	-432354.48	-3537.16
116.79	1.00	-856237.31	-5913.40
105.94	1.00	-1271752.66	-8242.73
95.09	1.00	-1678983.89	-10525.62
84.24	1.00	-2077996.83	-12762.44
73.39	1.00	-2468842.47	-14953.48

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Cooler: C-303 (continued)

PERFORMANCE TABLE

Light Liquid Phase


13	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
14	18938.28	805.01	1.92	0.33	0.13	21.92
15	18938.28	815.02	1.88	0.37	0.13	23.05
16	18938.28	824.90	1.84	0.41	0.13	24.19
17	18938.28	834.64	1.80	0.45	0.13	25.34
18	18938.28	844.26	1.76	0.51	0.14	26.50
19	18938.28	853.77	1.73	0.57	0.14	27.66
21	Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
22						
23	106.17	0.75	34.65	343.11	0.26	0.33
24	106.17	0.76	34.65	343.11	0.26	0.33
25	106.17	0.77	34.65	343.11	0.26	0.33
26	106.17	0.78	34.65	343.11	0.26	0.33
27	106.17	0.79	34.65	343.11	0.26	0.33
28	106.17	0.81	34.65	343.11	0.26	0.33
29	106.17	0.82	34.65	343.11	0.26	0.33
30	106.17	0.82	34.65	343.11	0.26	0.33
31	106.17	0.83	34.65	343.11	0.26	0.33
32	106.17	0.84	34.65	343.11	0.26	0.33
33	106.17	0.85	34.65	343.11	0.26	0.33

Heavy Liquid Phase

36	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
37	---	---	---	---	---	---
38	---	---	---	---	---	---
39	---	---	---	---	---	---
40	---	---	---	---	---	---
41	---	---	---	---	---	---
42	---	---	---	---	---	---
43	---	---	---	---	---	---
44	---	---	---	---	---	---
45	---	---	---	---	---	---
46	---	---	---	---	---	---
47	---	---	---	---	---	---
48	---	---	---	---	---	---
49	Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
50						
51	---	---	---	---	---	---
52	---	---	---	---	---	---
53	---	---	---	---	---	---
54	---	---	---	---	---	---
55	---	---	---	---	---	---
56	---	---	---	---	---	---
57	---	---	---	---	---	---
58	---	---	---	---	---	---
59	---	---	---	---	---	---
60	---	---	---	---	---	---
61	---	---	---	---	---	---

Mixed Liquid Phase

64	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
65	18938.28	752.33	2.13	0.21	0.11	16.45
66	18938.28	763.28	2.08	0.23	0.11	17.52
67	18938.28	774.00	2.04	0.25	0.12	18.60

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Cooler: C-303 (continued)

PERFORMANCE TABLE

Mixed Liquid Phase

13	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
14	18938.28	784.52	2.00	0.28	0.12	19.70
15	18938.28	794.85	1.96	0.30	0.12	20.81
16	18938.28	805.01	1.92	0.33	0.13	21.92
17	18938.28	815.02	1.88	0.37	0.13	23.05
18	18938.28	824.90	1.84	0.41	0.13	24.19
19	18938.28	834.64	1.80	0.45	0.13	25.34
20	18938.28	844.26	1.76	0.51	0.14	26.50
21	18938.28	853.77	1.73	0.57	0.14	27.66
22	Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
23	106.17	0.75	34.65	343.11	0.26	0.33
24	106.17	0.76	34.65	343.11	0.26	0.33
25	106.17	0.77	34.65	343.11	0.26	0.33
26	106.17	0.78	34.65	343.11	0.26	0.33
27	106.17	0.79	34.65	343.11	0.26	0.33
28	106.17	0.81	34.65	343.11	0.26	0.33
29	106.17	0.82	34.65	343.11	0.26	0.33
30	106.17	0.82	34.65	343.11	0.26	0.33
31	106.17	0.83	34.65	343.11	0.26	0.33
32	106.17	0.84	34.65	343.11	0.26	0.33
33	106.17	0.85	34.65	343.11	0.26	0.33

DYNAMICS

Model Details: Supplied Duty

40	Zone	1 *	Delta P (kPa)	0.0000 *
41	Volume (m3)	0.1000 *	Overall K (kg/hr/sqrt(kPa-kg/m3))	3.600e-003 *
42	Duty (kJ/h)	3.951e+006		

Holdup Details

45	Phase	Accumulation (kgmole/h)	Moles (kgmole)	Volume (m3)
46	Vapour	0.0000	0.0000	0.0000
47	Liquid	0.0000	0.0000	0.0000
48	Aqueous	0.0000	0.0000	0.0000
49	Total	0.0000	0.0000	0.0000

Individual Zone Holdups: Zone 0

Delta P Specs and Duties


55	Zone	dP Value (kPa)	dP Option	Duty (kJ/h)
56	0 *	0.0000 *	not specified	-3.951e+006 *


Zone Conductance Specifications

60	Zone	k (kg/hr/sqrt(kPa-kg/m3))	Specification
61	0 *	3.600e-003	Disabled

NOTES

65	
66	
67	
68	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Paraxylene fix.hsc	
2			Unit Set: NewUser3b	
3			Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023	
4				
5				
6	Cooler: C-201			
7	CONNECTIONS			
8	Inlet Stream			
9	STREAM NAME		FROM UNIT OPERATION	
10	10	Heat Exchanger		HE-101
11	Outlet Stream			
12	STREAM NAME		TO UNIT OPERATION	
13	11	Distillation		D-301
14	Energy Stream			
15	STREAM NAME		TO UNIT OPERATION	
16	Q-202			
17	PARAMETERS			
18	Pressure Drop:	0.0000 kPa *	Duty:	7.598e+006 kJ/h
19	Function:	Not Selected	Zones:	1
20	Volume:			0.1000 m3
21	User Variables			
22	NOZZLE PARAMETERS			
23	Base Elevation Relative to Ground Level		0.0000 m *	
24		10	11	
25	Diameter (m)	5.000e-002	5.000e-002	
26	Elevation (Base) (m)	0.0000	0.0000	
27	Elevation (Ground) (m)	0.0000 *	0.0000 *	
28	CONDITIONS			
29	Name	10	11	Q-202
30	Vapour	0.4341	0.0000	---
31	Temperature (C)	144.7791	115.5000 *	---
32	Pressure (atm)	2.4000	2.4000	---
33	Molar Flow (kgmole/h)	369.8850	369.8850	---
34	Mass Flow (kg/h)	22524.0278	22524.0278	---
35	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	25.5839	25.5839	---
36	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.251e+005	-1.456e+005	---
37	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	137.0	84.77	---
38	Heat Flow (kJ/h)	-4.6272e+07	-5.3870e+07	7.5979e+06
39	PROPERTIES			
40	Name	10	11	
41	Molecular Weight	60.89	60.89	
42	Molar Density (kgmole/m3)	0.1598	13.34	
43	Mass Density (kg/m3)	9.732	812.3	
44	Act. Volume Flow (m3/h)	2314	27.73	
45	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2054	-2392	
46	Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.250	1.392	
47	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	131.2	145.1	
48	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.155	2.383	
49	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	2.128e+006	2.128e+006	
50	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	2.249e+006	2.249e+006	
51	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	3.693e+004	3.693e+004	
52	CO2 Loading	---	---	
53	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	---	---	
54	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---	
55	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	3.494e+004	3.494e+004	
56	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.3211	0.0000	
57	Phase Fraction [Mass Basis]	0.3251	0.0000	
58	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.9915	0.0000	
59	Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 10 Page 107 of 197			

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Cooler: C-201 (continued)

PROPERTIES

11	Name	10	11		
12	Mass Exergy (kJ/kg)	12.65	-68.94		
13	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	0.0000		
14	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000		
15	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	2295	---		
16	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	14.46	14.46		
17	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	131.2	145.1		
18	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	8746	8746		
19	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	880.4	880.4		
20	Act. Liq. Flow (m3/s)	5.494e-003	7.702e-003		
21	Z Factor	---	5.641e-003		
22	Watson K	10.44	10.44		
23	User Property	---	---		
24	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	0.0000		
25	Cp/(Cp - R)	1.068	1.061		
26	Cp/Cv	1.029	1.160		
27	Ideal Gas Cp/Cv	1.089	1.094		
28	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	101.7	96.44		
29	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.671	1.584		
30	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.027e+004	4.027e+004		
31	Kinematic Viscosity (cSt)	---	0.3527		
32	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	909.9	909.9		
33	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	24.75	24.75		
34	Liquid Fraction	0.5659	1.000		
35	Molar Volume (m3/kgmole)	6.257	7.496e-002		
36	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	661.3	661.3		
37	Phase Fraction [Molar Basis]	0.4341	0.0000		
38	Surface Tension (dyne/cm)	28.65	36.81		
39	Thermal Conductivity (W/m-K)	---	0.3205		
40	Bubble Point Pressure (atm)	3.562	1.578		
41	Viscosity (cP)	---	0.2865		
42	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	122.9	136.8		
43	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.018	2.246		
44	Cv (kJ/kgmole-C)	127.6	125.1		
45	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.095	2.054		
46	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---		
47	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---		
48	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---		
49	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.1491	0.1491		
50	True VP at 37.8 C (atm)	7.982e-002	7.982e-002		
51	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	24.83	24.75		
52	Viscosity Index	-24.17	-17.39		

PERFORMANCE PROFILES

55	Zone	Pressure (atm)	Temperature (C)	Vapour Fraction	Enthalpy (kJ/kgmole)
57	Inlet	2.40	144.78	0.4341	-125098.49
58	0	2.40	115.50	0.0000	-145639.65

PERFORMANCE PLOT

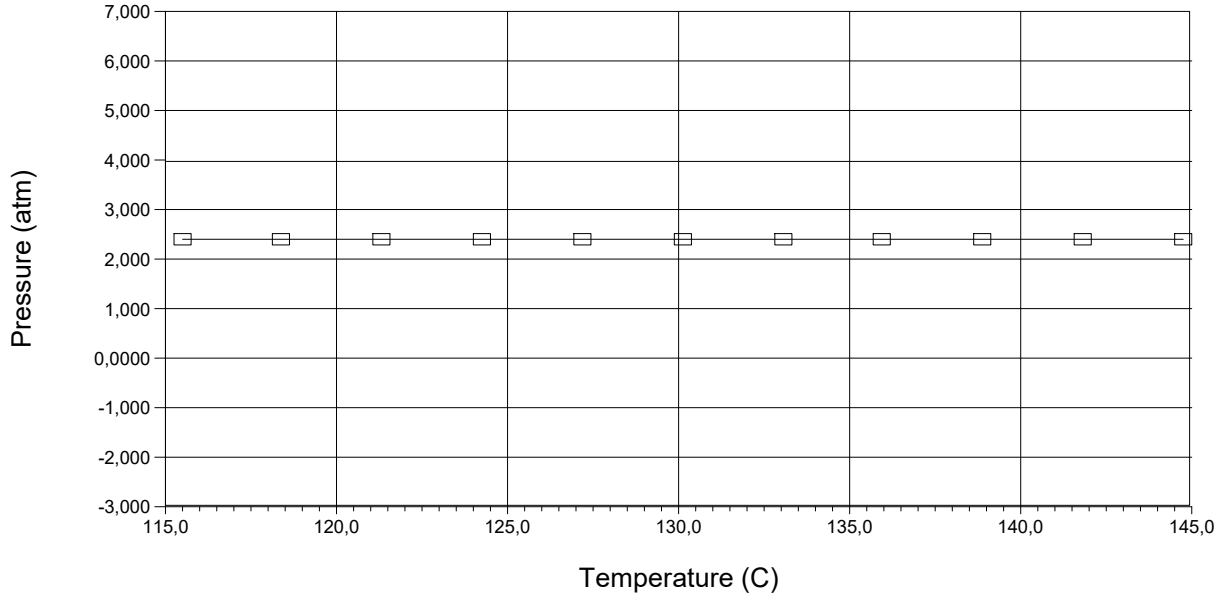
60
61
62
63
64
65
66
67
68



Company Name Not Available
Bedford, MA
USA

Case Name: Paraxylene fix.hsc
Unit Set: NewUser3b
Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023

Cooler: C-201 (continued)



PERFORMANCE TABLE


Overall Phase

Temperature (C)	Pressure (atm)	Heat Flow (kJ/h)	Enthalpy (kJ/kgmole)
144.78	2.40	0.00	-125098.49
141.85	2.40	-2183370.18	-131001.33
138.92	2.40	-4014454.29	-135951.74
136.00	2.40	-5303219.05	-139435.97
133.07	2.40	-6162119.61	-141758.05
130.14	2.40	-6785521.75	-143443.44
127.21	2.40	-6963783.18	-143925.38
124.28	2.40	-7123363.59	-144356.81
121.36	2.40	-7282226.71	-144786.30
118.43	2.40	-7440392.18	-145213.91
115.50	2.40	-7597867.58	-145639.65

Vapour Fraction	Vap Phase Mass Frac	Heat of Vap (kJ/kgmole)
0.4341	0.3251	---
0.2874	0.1987	---
0.1673	0.1087	---
0.0861	0.0538	---
0.0355	0.0216	---
0.0013	0.0008	---
0.0000	0.0000	---
0.0000	0.0000	---
0.0000	0.0000	---
0.0000	0.0000	---
0.0000	0.0000	---
0.0000	0.0000	---

Vapour Phase

Mass Flow (kg/h)	Molecular Wt	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)
7322.98	45.60	3.19	1.74	0.01	0.02
4475.75	42.10	2.97	1.75	0.01	0.02
2447.81	39.56	2.81	1.76	0.01	0.02

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Cooler: C-201 (continued)

PERFORMANCE TABLE

Vapour Phase

13	Mass Flow (kg/h)	Molecular Wt	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)
14						
15	1211.51	38.02	2.72	1.75	0.01	0.02
16	487.26	37.12	2.67	1.74	0.01	0.02
17	18.09	36.55	2.65	1.72	0.01	0.02
18	---	---	---	---	---	---
19	---	---	---	---	---	---
20	---	---	---	---	---	---
21	---	---	---	---	---	---
22	---	---	---	---	---	---
23	Std Gas Flow (STD_m3/h)	Z Factor	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
24						
25	3796.94	1.00	154.44	357.30	0.26	0.35
26	2513.92	1.00	159.11	355.60	0.26	0.36
27	1462.88	1.00	159.95	351.54	0.26	0.36
28	753.38	1.00	156.89	345.09	0.26	0.38
29	310.35	1.00	151.54	337.34	0.26	0.39
30	11.70	1.00	145.31	329.26	0.26	0.40
31	---	---	---	---	---	---
32	---	---	---	---	---	---
33	---	---	---	---	---	---
34	---	---	---	---	---	---
35	---	---	---	---	---	---


Light Liquid Phase

38	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
39						
40	15201.05	768.62	2.35	0.22	0.25	28.65
41	18048.28	776.03	2.38	0.23	0.28	30.62
42	20076.22	782.78	2.41	0.24	0.30	32.23
43	21312.52	788.21	2.42	0.24	0.31	33.35
44	22036.77	792.51	2.43	0.25	0.31	34.10
45	---	---	---	---	---	---
46	---	---	---	---	---	---
47	---	---	---	---	---	---
48	---	---	---	---	---	---
49	---	---	---	---	---	---
50	---	---	---	---	---	---

51	Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
52						
53	72.63	0.77	104.21	354.57	0.26	0.33
54	68.48	0.78	112.67	355.82	0.26	0.33
55	65.18	0.78	119.20	356.60	0.26	0.34
56	63.05	0.79	123.11	356.76	0.26	0.34
57	61.77	0.79	125.08	356.43	0.26	0.34
58	---	---	---	---	---	---
59	---	---	---	---	---	---
60	---	---	---	---	---	---
61	---	---	---	---	---	---
62	---	---	---	---	---	---
63	---	---	---	---	---	---

Heavy Liquid Phase

66	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
67						
68	---	---	---	---	---	---

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Cooler: C-201 (continued)

PERFORMANCE TABLE

Heavy Liquid Phase


13	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
14	---	---	---	---	---	---
15	---	---	---	---	---	---
16	---	---	---	---	---	---
17	---	---	---	---	---	---
18	---	---	---	---	---	---
19	22505.94	796.14	2.44	0.25	0.32	34.63
20	22524.03	799.44	2.43	0.26	0.32	35.07
21	22524.03	802.71	2.41	0.27	0.32	35.51
22	22524.03	805.95	2.40	0.27	0.32	35.94
23	22524.03	809.16	2.39	0.28	0.32	36.38
24	22524.03	812.34	2.38	0.29	0.32	36.81
25	Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
26	---	---	---	---	---	---
27	---	---	---	---	---	---
28	---	---	---	---	---	---
29	---	---	---	---	---	---
30	---	---	---	---	---	---
31	---	---	---	---	---	---
32	60.93	0.80	125.99	355.79	0.26	0.34
33	60.89	0.80	126.02	355.76	0.26	0.34
34	60.89	0.80	126.02	355.76	0.26	0.34
35	60.89	0.81	126.02	355.76	0.26	0.34
36	60.89	0.81	126.02	355.76	0.26	0.34
37	60.89	0.81	126.02	355.76	0.26	0.34

Mixed Liquid Phase

40	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
41	---	---	---	---	---	---
42	15201.05	768.62	2.35	0.22	0.25	28.65
43	18048.28	776.03	2.38	0.23	0.28	30.62
44	20076.22	782.78	2.41	0.24	0.30	32.23
45	21312.52	788.21	2.42	0.24	0.31	33.35
46	22036.77	792.51	2.43	0.25	0.31	34.10
47	22505.94	796.14	2.44	0.25	0.32	34.63
48	22524.03	799.44	2.43	0.26	0.32	35.07
49	22524.03	802.71	2.41	0.27	0.32	35.51
50	22524.03	805.95	2.40	0.27	0.32	35.94
51	22524.03	809.16	2.39	0.28	0.32	36.38
52	22524.03	812.34	2.38	0.29	0.32	36.81
53	Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
54	---	---	---	---	---	---
55	72.63	0.77	104.21	354.57	0.26	0.33
56	68.48	0.78	112.67	355.82	0.26	0.33
57	65.18	0.78	119.20	356.60	0.26	0.34
58	63.05	0.79	123.11	356.76	0.26	0.34
59	61.77	0.79	125.08	356.43	0.26	0.34
60	60.93	0.80	125.99	355.79	0.26	0.34
61	60.89	0.80	126.02	355.76	0.26	0.34
62	60.89	0.80	126.02	355.76	0.26	0.34
63	60.89	0.81	126.02	355.76	0.26	0.34
64	60.89	0.81	126.02	355.76	0.26	0.34
65	60.89	0.81	126.02	355.76	0.26	0.34

DYNAMICS

Model Details: Supplied Duty

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Cooler: C-201 (continued)

Model Details: Supplied Duty

10	Zone		1 *	Delta P	(kPa)	0.0000 *
11	Volume	(m3)	0.1000 *	Overall K	(kg/hr/sqrt(kPa-kg/m3))	3.600e-003 *
12	Duty	(kJ/h)	7.598e+006			

Holdup Details

15	Phase	Accumulation (kgmole/h)	Moles (kgmole)	Volume (m3)
17	Vapour	0.0000	0.0000	0.0000
18	Liquid	0.0000	0.0000	0.0000
19	Aqueous	0.0000	0.0000	0.0000
20	Total	0.0000	0.0000	0.0000

Individual Zone Holdups: Zone 0

Delta P Specs and Duties

25	Zone	dP Value (kPa)	dP Option	Duty (kJ/h)
27	0 *	0.0000 *	not specified	-7.598e+006 *

Zone Conductance Specifications

30	Zone	k (kg/hr/sqrt(kPa-kg/m3))	Specification
32	0 *	3.600e-003	Disabled

NOTES

Cooler: E-100

CONNECTIONS

Inlet Stream

43	STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
44	27	Expander K-302

Outlet Stream

47	STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
48	28	

Energy Stream

51	STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
52	Q-311	

PARAMETERS

55	Pressure Drop:	0.0000 kPa *	Duty:	8.752e+006 kJ/h	Volume:	0.1000 m3
56	Function:	Not Selected	Zones:	1		


User Variables

NOZZLE PARAMETERS

61	Base Elevation Relative to Ground Level				0.0000 m *
62		27	28		
63	Diameter (m)	5.000e-002	5.000e-002		
64	Elevation (Base) (m)	0.0000	0.0000		
65	Elevation (Ground) (m)	0.0000 *	0.0000 *		

CONDITIONS

68	Name	27	28	Q-311
----	------	----	----	-------

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Cooler: E-100 (continued)

CONDITIONS

11	Vapour		1.0000	0.0000	---
12	Temperature (C)		1131.9204	28.0000 *	---
13	Pressure (atm)		2.0000 *	2.0000	---
14	Molar Flow (kgmole/h)		100.0000	100.0000	---
15	Mass Flow (kg/h)		1802.6997	1802.6997	---
16	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)		1.8070	1.8070	---
17	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)		-1.971e+005	-2.846e+005	---
18	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)		178.7	7.411	---
19	Heat Flow (kJ/h)		-1.9712e+07	-2.8463e+07	8.7518e+06

PROPERTIES

22	Name	27	28		
23	Molecular Weight	18.03	18.03		
24	Molar Density (kgmole/m3)	1.735e-002	55.74		
25	Mass Density (kg/m3)	0.3127	1005		
26	Act. Volume Flow (m3/h)	5765	1.794		
27	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.093e+004	-1.579e+004		
28	Mass Entropy (kJ/kg-C)	9.911	0.4111		
29	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	46.19	76.08		
30	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.562	4.220		
31	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	545.4	545.4		
32	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.159e+004	4.159e+004		
33	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2307	2307		
34	CO2 Loading	---	---		
35	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	---	---		
36	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---		
37	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	30.26	30.26		
38	Phase Fraction [Vol. Basis]	1.000	0.0000		
39	Phase Fraction [Mass Basis]	1.000	0.0000		
40	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1.000	0.0000		
41	Mass Exergy (kJ/kg)	2023	0.1309		
42	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	0.0000		
43	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000		
44	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	5765	---		
45	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	55.34	55.34		
46	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	46.19	76.08		
47	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	2364	2364		
48	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	997.6	997.6		
49	Act. Liq. Flow (m3/s)	---	4.984e-004		
50	Z Factor	1.000	1.452e-003		
51	Watson K	10.60	10.60		
52	User Property	---	---		
53	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	0.0000		
54	Cp/(Cp - R)	1.219	1.123		
55	Cp/Cv	1.220	1.153		
56	Ideal Gas Cp/Cv	1.224	1.329		
57	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	45.49	33.60		
58	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	2.523	1.864		
59	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.965e+004	3.965e+004		
60	Kinematic Viscosity (cSt)	132.4	0.8287		
61	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	1014	1014		
62	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	1.777	1.777		
63	Liquid Fraction	0.0000	1.000		
64	Molar Volume (m3/kgmole)	57.65	1.794e-002		
65	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2199	2199		
66	Phase Fraction [Molar Basis]	1.0000	0.0000		
67	Surface Tension (dyne/cm)	---	71.55		
68	Thermal Conductivity (W/m-K)	9.633e-002	0.6154		

Cooler: E-100 (continued)

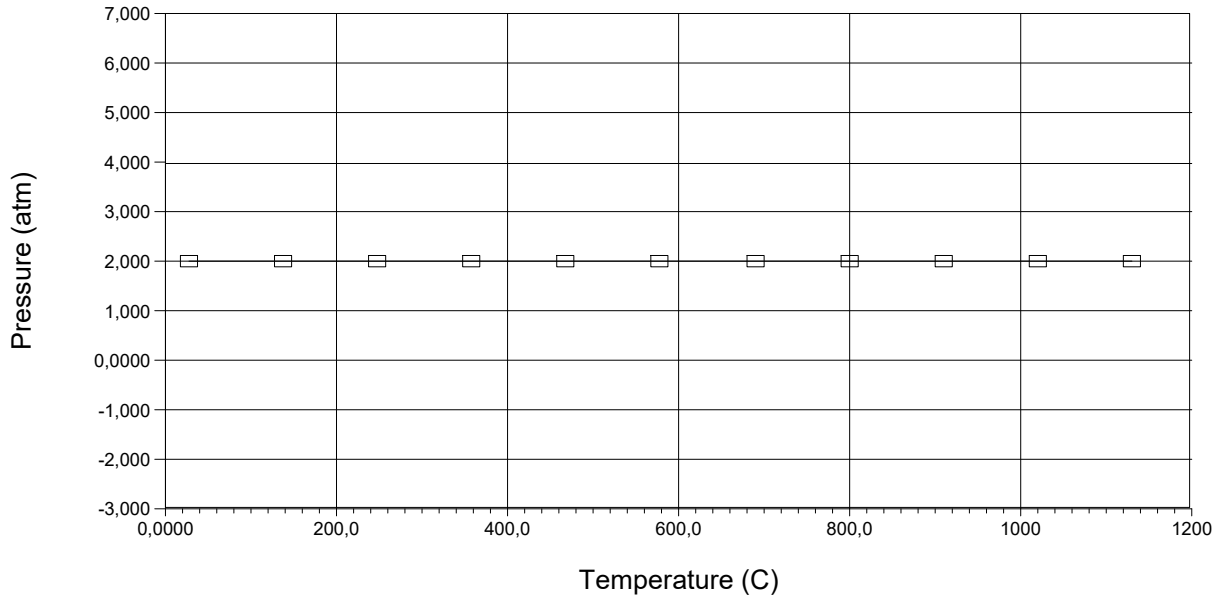
PROPERTIES

Name	27	28		
Bubble Point Pressure (atm)	---	4.017e-002		
Viscosity (cP)	4.140e-002	0.8326		
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	37.88	67.76		
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.101	3.759		
Cv (kJ/kgmole-C)	37.88	66.00		
Mass Cv (kJ/kg-C)	2.101	3.661		
Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	95.60		
Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	5.303		
Cp/Cv (Ent. Method)	---	0.7958		
Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3201	0.3201		
True VP at 37.8 C (atm)	6.853e-002	6.853e-002		
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	1.777	1.777		
Viscosity Index	---	0.5393		

PERFORMANCE PROFILES

Zone	Pressure (atm)	Temperature (C)	Vapour Fraction	Enthalpy (kJ/kgmole)
Inlet	2.00	1131.92	1.0000	-197115.28
0	2.00	28.00	0.0000	-284632.82


PERFORMANCE PLOT



PERFORMANCE TABLE

Overall Phase

Temperature (C)	Pressure (atm)	Heat Flow (kJ/h)	Enthalpy (kJ/kgmole)
1131.92	2.00	0.00	-197115.28
1021.53	2.00	-502607.14	-202141.35
911.14	2.00	-990548.19	-207020.76
800.74	2.00	-1463805.95	-211753.33
690.35	2.00	-1922365.22	-216338.93
579.96	2.00	-2366213.61	-220777.41
469.57	2.00	-2795350.49	-225068.78

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Cooler: E-100 (continued)

PERFORMANCE TABLE

Overall Phase

13	Temperature (C)	Pressure (atm)	Heat Flow (kJ/h)	Enthalpy (kJ/kgmole)
14	359.18	2.00	-3209891.50	-229214.19
15	248.78	2.00	-3611283.54	-233228.11
16	138.39	2.00	-4016428.63	-237279.56
17	28.00	2.00	-8751754.65	-284632.82

19	Vapour Fraction	Vap Phase Mass Frac	Heat of Vap (kJ/kgmole)
20			
21	1.0000	1.0000	---
22	1.0000	1.0000	---
23	1.0000	1.0000	---
24	1.0000	1.0000	---
25	1.0000	1.0000	---
26	1.0000	1.0000	---
27	1.0000	1.0000	---
28	1.0000	1.0000	---
29	1.0000	1.0000	---
30	1.0000	1.0000	---
31	0.0000	0.0000	---


Vapour Phase

34	Mass Flow (kg/h)	Molecular Wt	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)
35						
36	1802.70	18.03	0.31	2.56	0.04	0.10
37	1802.70	18.03	0.34	2.49	0.04	0.10
38	1802.70	18.03	0.37	2.42	0.04	0.10
39	1802.70	18.03	0.41	2.34	0.03	0.09
40	1802.70	18.03	0.46	2.27	0.04	0.09
41	1802.70	18.03	0.52	2.19	0.03	0.08
42	1802.70	18.03	0.59	2.12	0.03	0.06
43	1802.70	18.03	0.69	2.05	0.02	0.05
44	1802.70	18.03	0.84	1.99	0.02	0.04
45	1802.70	18.03	1.07	2.17	0.01	0.03
46	---	---	---	---	---	---

47	Std Gas Flow (STD_m3/h)	Z Factor	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
48						
49	2364.44	1.00	218.19	374.04	0.26	0.34
50	2364.44	1.00	218.19	374.04	0.26	0.34
51	2364.44	1.00	218.19	374.04	0.26	0.34
52	2364.44	1.00	218.19	374.04	0.26	0.34
53	2364.44	1.00	218.19	374.04	0.26	0.34
54	2364.44	1.00	218.19	374.04	0.26	0.34
55	2364.44	1.00	218.19	374.04	0.26	0.34
56	2364.44	1.00	218.19	374.04	0.26	0.34
57	2364.44	1.00	218.19	374.04	0.26	0.34
58	2364.44	1.00	218.19	374.04	0.26	0.34
59	---	---	---	---	---	---

Light Liquid Phase

62	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
63						
64	---	---	---	---	---	---
65	---	---	---	---	---	---
66	---	---	---	---	---	---
67	---	---	---	---	---	---
68	---	---	---	---	---	---

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Cooler: E-100 (continued)

PERFORMANCE TABLE

Light Liquid Phase


13	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
14	---	---	---	---	---	---
15	---	---	---	---	---	---
16	---	---	---	---	---	---
17	---	---	---	---	---	---
18	---	---	---	---	---	---
19	---	---	---	---	---	---
20	---	---	---	---	---	---
21	Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
22	---	---	---	---	---	---
23	---	---	---	---	---	---
24	---	---	---	---	---	---
25	---	---	---	---	---	---
26	---	---	---	---	---	---
27	---	---	---	---	---	---
28	---	---	---	---	---	---
29	---	---	---	---	---	---
30	---	---	---	---	---	---
31	---	---	---	---	---	---
32	---	---	---	---	---	---
33	---	---	---	---	---	---

Heavy Liquid Phase

36	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
37	---	---	---	---	---	---
38	---	---	---	---	---	---
39	---	---	---	---	---	---
40	---	---	---	---	---	---
41	---	---	---	---	---	---
42	---	---	---	---	---	---
43	---	---	---	---	---	---
44	---	---	---	---	---	---
45	---	---	---	---	---	---
46	---	---	---	---	---	---
47	---	---	---	---	---	---
48	1802.70	1004.74	4.22	0.83	0.62	71.55
49	Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
50	---	---	---	---	---	---
51	---	---	---	---	---	---
52	---	---	---	---	---	---
53	---	---	---	---	---	---
54	---	---	---	---	---	---
55	---	---	---	---	---	---
56	---	---	---	---	---	---
57	---	---	---	---	---	---
58	---	---	---	---	---	---
59	---	---	---	---	---	---
60	---	---	---	---	---	---
61	18.03	1.00	218.19	374.04	0.26	0.34

Mixed Liquid Phase

64	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
65	---	---	---	---	---	---
66	---	---	---	---	---	---
67	---	---	---	---	---	---
68	---	---	---	---	---	---

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Cooler: E-100 (continued)

PERFORMANCE TABLE

Mixed Liquid Phase

13	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
14	---	---	---	---	---	---
15	---	---	---	---	---	---
16	---	---	---	---	---	---
17	---	---	---	---	---	---
18	---	---	---	---	---	---
19	---	---	---	---	---	---
20	---	---	---	---	---	---
21	---	---	---	---	---	---
22	1802.70	1004.74	4.22	0.83	0.62	71.55
23	Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
24	---	---	---	---	---	---
25	---	---	---	---	---	---
26	---	---	---	---	---	---
27	---	---	---	---	---	---
28	---	---	---	---	---	---
29	---	---	---	---	---	---
30	---	---	---	---	---	---
31	---	---	---	---	---	---
32	---	---	---	---	---	---
33	---	---	---	---	---	---
34	---	---	---	---	---	---
35	18.03	1.00	218.19	374.04	0.26	0.34

DYNAMICS

Model Details: Supplied Duty

40	Zone	1 *	Delta P (kPa)	0.0000 *
41	Volume (m3)	0.1000 *	Overall K (kg/hr/sqrt(kPa-kg/m3))	3.600e-003 *
42	Duty (kJ/h)	8.752e+006		

Holdup Details

45	Phase	Accumulation (kgmole/h)	Moles (kgmole)	Volume (m3)
46	Vapour	0.0000	0.0000	0.0000
47	Liquid	0.0000	0.0000	0.0000
48	Aqueous	0.0000	0.0000	0.0000
49	Total	0.0000	0.0000	0.0000

Individual Zone Holdups: Zone 0

Delta P Specs and Duties


55	Zone	dP Value (kPa)	dP Option	Duty (kJ/h)
56	0	0.0000	not specified	-8.752e+006

Zone Conductance Specifications

60	Zone	k (kg/hr/sqrt(kPa-kg/m3))	Specification
61	0	3.600e-003	Disabled

NOTES

65	
66	
67	
68	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Distillation: D-301

CONNECTIONS

Inlet Stream			
STREAM NAME	Stage	FROM UNIT OPERATION	
Q-113	Reboiler		
27	6 Main Tower	Cooler	C-201

Outlet Stream			
STREAM NAME	Stage	TO UNIT OPERATION	
Q-112	Condenser		
24	Condenser	Compressor	K-301
25	Reboiler	Distillation	D-302

MONITOR

Specifications Summary

	Specified Value	Current Value	Wt. Error		
24	Reflux Ratio	6.000 *	6.000	1.738e-005	
25	Ovhd Vap Rate	9.350 kgmole/h *	9.357 kgmole/h	7.372e-004	
26	Reflux Rate	---	56.14 kgmole/h	---	
27	Btms Prod Rate	---	360.5 kgmole/h	---	
28	Comp Recovery	0.9900 *	0.9846	-2.705e-003	
29	Comp Fraction	4.000e-004 *	4.002e-004	1.490e-004	
30	Comp Fraction - 2	0.9900 *	0.9880	-0.3657	

	Wt. Tol.	Abs. Tol.	Active	Estimate	Used
32	Reflux Ratio	1.000e-002	1.000e-002	On	On
33	Ovhd Vap Rate	1.000e-002	1.000 kgmole/h	Off	On
34	Reflux Rate	1.000e-002	1.000 kgmole/h	Off	On
35	Btms Prod Rate	1.000e-002	1.000 kgmole/h	Off	On
36	Comp Recovery	1.000e-002	1.000e-003	Off	On
37	Comp Fraction	1.000e-002	1.000e-003	On	On
38	Comp Fraction - 2	1.000e-002	1.000e-003	Off	On

SPECS

Column Specification Parameters

Reflux Ratio

44	Fix/Rang:	Fixed	Prim/Alter:	Primary	Lower Bnd:	---	Upper Bnd:	---
45	Stage:	Condenser	Flow Basis:	Molar	Liquid Spec:	---		

Ovhd Vap Rate

48	Fix/Rang:	Fixed	Prim/Alter:	Primary	Lower Bnd:	---	Upper Bnd:	---
49	Stream:	24 @COL2	Flow Basis:	Molar				

Reflux Rate

52	Fix/Rang:	Fixed	Prim/Alter:	Primary	Lower Bnd:	---	Upper Bnd:	---
53	Stage:	Condenser	Flow Basis:	Molar	Liquid Spec:	---		

Btms Prod Rate


56	Fix/Rang:	Fixed	Prim/Alter:	Primary	Lower Bnd:	---	Upper Bnd:	---
57	Stream:	25 @COL2	Flow Basis:	Molar				


Comp Recovery

60	Fix/Rang:	Fixed	Prim/Alter:	Primary	Lower Bnd:	---	Upper Bnd:	---
61	Draw:	24 @COL2	Flow Basis:	Molar				
62	Components:	Methanol						

Comp Fraction

65	Fix/Rang:	Fixed	Prim/Alter:	Primary	Lower Bnd:	---	Upper Bnd:	---
66	Stage:	Flow Basis:		Mole Fraction	Phase:	Liquid		
67	Components:	Methanol						

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Paraxylene fix.hsc			
2			Unit Set: NewUser3b			
3			Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023			
4						
5						
6	Distillation: D-301 (continued)					
7						
8						
9	Column Specification Parameters					
10	Comp Fraction - 2					
11						
12	Fix/Rang: Fixed	Prim/Alter: Primary	Lower Bnd: ---	Upper Bnd: ---		
13	Stage:	Flow Basis: Mole Fraction	Phase: Liquid			
14	Components:	Methanol				
15	SUBCOOLING					
16						
17			Condenser			
18	Degrees of Subcooling		---			
19	Subcool to		---			
20	User Variables					
21						
22	PROFILES					
23						
24	General Parameters					
25	Sub-Flow Sheet:	D-301 (COL2)	Number of Stages:	11 *		
26	Profile Estimates					
27		Temperature	Net Liquid	Net Vapour		
28		(C)	(kgmole/h)	(kgmole/h)		
29	Condenser	64.72	56.14	9.357		
30	1__Main Tower	64.99	55.94	65.50		
31	2__Main Tower	65.53	55.52	65.29		
32	3__Main Tower	66.70	54.60	64.87		
33	4__Main Tower	69.66	52.34	63.96		
34	5__Main Tower	79.31	48.24	61.70		
35	6__Main Tower	100.5	399.2	57.60		
36	7__Main Tower	102.9	401.8	38.68		
37	8__Main Tower	105.6	405.0	41.32		
38	9__Main Tower	108.0	407.8	44.47		
39	10__Main Tower	109.5	409.7	47.27		
40	11__Main Tower	110.5	410.9	49.17		
41	Reboiler	111.9	360.5	50.33		
42	EFFICIENCIES					
43						
44	Stage Efficiencies					
45	Stages	Overall	Toluene	Methanol	p-Xylene	H2O
46	Condenser	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
47	1__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
48	2__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
49	3__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
50	4__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
51	5__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
52	6__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
53	7__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
54	8__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
55	9__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
56	10__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
57	11__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
58	Reboiler	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
59	SOLVER					
60						
61	Column Solving Algorithm:		HYSIM Inside-Out			
62	Solving Options			Acceleration Parameters		
63	Maximum Iterations:	10000		Accelerate K Value & H Model Parameters:		Off
64	Equilibrium Error Tolerance:	1.000e-05				
65	Heat/Spec Error Tolerance:	5.000e-004				
66	Save Solutions as Initial Estimate:	On				
67	Super Critical Handling Model:	Simple K				
68	Trace Level:	Low				
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10		Page 119 of 197	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Distillation: D-301 (continued)

Column Solving Algorithm: HYSIM Inside-Out

10	Init from Ideal K's:	Off	Damping Parameters	
11	Initial Estimate Generator Parameters		Azeotrope Check:	Off
12	Iterative IEG (Good for Chemicals):	Off	Fixed Damping Factor:	1
13				
14				

SIDE STRIPPERS

SIDE RECTIFIERS

PUMP AROUNDS

VAP BYPASSES

RATING

Tray Sections

27	Tray Section	Main Tower @COL2		
28	Tray Diameter (m)	1.500		
29	Weir Height (m)	5.000e-002	*	
30	Weir Length (m)	1.200	*	
31	Tray Space (m)	0.5500	*	
32	Tray Volume (m3)	0.9719		
33	Disable Heat Loss Calculations	No		
34	Heat Model	None		
35	Rating Calculations	No		
36	Tray Hold Up (m3)	8.836e-002		

Vessels

39	Vessel	Condenser @COL2		Reboiler @COL2	
40	Diameter (m)	1.193		1.193	
41	Length (m)	1.789		1.789	
42	Volume (m3)	2.000	*	2.000	*
43	Orientation	Horizontal		Horizontal	
44	Vessel has a Boot	No		No	
45	Boot Diameter (m)	---		---	
46	Boot Length (m)	---		---	
47	Hold Up (m3)	1.000		1.000	


Other Equipment In Column Flowsheet

50			
----	--	--	--

Pressure Profile

53		Pressure (atm)	Pressure Drop (kPa)
54	Condenser	1.000 atm *	0.0000 kPa
55	1__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
56	2__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
57	3__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
58	4__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
59	5__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
60	6__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
61	7__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
62	8__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
63	9__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
64	10__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
65	11__Main Tower	1.000 atm	---
66	Reboiler	1.000 atm *	0.0000 kPa

Pressure Solving Options

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Distillation: D-301 (continued)


9	Pressure Tolerance	1.000e-004	Pressure Drop Tolerance	1.000e-004
10	Damping Factor	1.000	Max Press Iterations	100

CONDITIONS

13	Name	11	18	12	Q-302	Q-301
14	Vapour	0.0000	0.0000	1.0000	---	---
15	Temperature (C)	115.5000 *	111.9240	64.7220	---	---
16	Pressure (atm)	2.4000	1.0000	1.0000	---	---
17	Molar Flow (kgmole/h)	369.8850	360.5281	9.3569	---	---
18	Mass Flow (kg/h)	22524.0278	22221.7973	302.2305	---	---
19	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	25.5839	25.2048	0.3790	---	---
20	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.456e+005	-1.440e+005	-1.986e+005	---	---
21	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	84.77	77.67	180.8	---	---
22	Heat Flow (kJ/h)	-5.3870e+07	-5.1927e+07	-1.8586e+06	2.0729e+06	1.9889e+06

PROPERTIES

25	Name	11	18	12		
26	Molecular Weight	60.89	61.64	32.30		
27	Molar Density (kgmole/m3)	13.34	13.26	3.607e-002		
28	Mass Density (kg/m3)	812.3	817.4	1.165		
29	Act. Volume Flow (m3/h)	27.73	27.19	259.4		
30	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2392	-2337	-6150		
31	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.392	1.260	5.598		
32	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	145.1	144.7	47.35		
33	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.383	2.348	1.466		
34	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	2.128e+006	2.166e+006	6.517e+005		
35	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	2.249e+006	2.288e+006	7.340e+005		
36	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	3.693e+004	3.712e+004	2.272e+004		
37	CO2 Loading	---	---	---		
38	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	---	---	---		
39	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---	---		
40	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	3.494e+004	3.514e+004	2.018e+004		
41	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	0.0000	1.000		
42	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	0.0000	1.000		
43	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	0.0000	1.000		
44	Mass Exergy (kJ/kg)	-68.94	-48.52	2.738		
45	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	0.0000	0.0000		
46	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000		
47	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	259.4		
48	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	14.46	14.30	24.69		
49	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	145.1	144.7	47.35		
50	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	8746	8524	221.2		
51	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	880.4	881.6	797.4		
52	Act. Liq. Flow (m3/s)	7.702e-003	7.552e-003	---		
53	Z Factor	5.641e-003	2.386e-003	1.000		
54	Watson K	10.44	10.45	10.62		
55	User Property	---	---	---		
56	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	0.0000	0.0000		
57	Cp/(Cp - R)	1.061	1.061	1.213		
58	Cp/Cv	1.160	1.157	1.213		
59	Ideal Gas Cp/Cv	1.094	1.094	1.213		
60	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	96.44	96.94	47.35		
61	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.584	1.573	1.466		
62	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.027e+004	3.997e+004	3.536e+004		
63	Kinematic Viscosity (cSt)	0.3527	0.3638	5.686		
64	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	909.9	910.8	798.9		
65	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	24.75	24.40	0.3783		
66	Liquid Fraction	1.000	1.000	0.0000		
67	Molar Volume (m3/kgmole)	7.496e-002	7.541e-002	27.72		
68	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	661.3	648.4	1095		

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Distillation: D-301 (continued)

PROPERTIES

Name	11	18	12
Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.0000	1.0000
Surface Tension (dyne/cm)	36.81	37.88	---
Thermal Conductivity (W/m-K)	0.3205	0.3270	1.596e-002
Bubble Point Pressure (atm)	1.578	1.000	1.006
Viscosity (cP)	0.2865	0.2974	6.625e-003
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	136.8	136.4	39.03
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.246	2.213	1.208
Cv (kJ/kgmole-C)	125.1	125.1	39.03
Mass Cv (kJ/kg-C)	2.054	2.029	1.208
Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	---
Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	---
Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---
Reid VP at 37.8 C (atm)	0.1491	2.616e-002	0.3159
True VP at 37.8 C (atm)	7.982e-002	4.497e-002	0.3147
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	24.75	24.40	0.3783
Viscosity Index	-17.39	-16.44	-11.20

SUMMARY

Flow Basis: Molar The composition option is selected

Feed Composition

	27
Flow Rate (kgmole/h)	369.8850

Toluene	0.0000
Methanol	0.0254
p-Xylene	0.4824
H2O	0.4922

Flow Basis: Molar The composition option is selected

Feed Flows

	27
Flow Rate (kgmole/h)	369.8850

Toluene (kgmole/h)	0.0090
Methanol (kgmole/h)	9.3889
p-Xylene (kgmole/h)	178.4230
H2O (kgmole/h)	182.0641

Products

Flow Basis: Molar The composition option is selected

Product Compositions

	24	25
Flow Rate (kgmole/h)	9.3569	360.5281
	---	---
Toluene	0.0008	0.0000
Methanol	0.9880	0.0004
p-Xylene	0.0042	0.4948
H2O	0.0070	0.5048


Flow Basis: Molar The composition option is selected

Product Flows

	24	25
Flow Rate (kgmole/h)	9.3569 *	360.5281 *
	---	---
Toluene (kgmole/h)	0.0070 *	0.0019 *
Methanol (kgmole/h)	9.2446 *	0.1443 *
p-Xylene (kgmole/h)	0.0394 *	178.3837 *
H2O (kgmole/h)	0.0659 *	181.9982 *

Flow Basis: Molar The composition option is selected

Product Recoveries

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Distillation: D-301 (continued)

SUMMARY

	24	25
Flow Rate (kgmole/h)	9.3569	360.5281
	---	---
Toluene (%)	78.6276	21.3724
Methanol (%)	98.4631	1.5369
p-Xylene (%)	0.0221	99.9779
H2O (%)	0.0362	99.9638

COLUMN PROFILES

Reflux Ratio: 6.000	Reboil Ratio: 0.1396	The Flows Option is Selected	Flow Basis: Molar
---------------------	----------------------	------------------------------	-------------------

Column Profiles Flows


	Temp (C)	Pres (atm)	Net Liq (kgmole/h)	Net Vap (kgmole/h)	Net Feed (kgmole/h)	Net Draws (kgmole/h)	Duty (kJ/h)
24 Condenser	64.7	1.000	56.14	---	---	9.357	1.99e+006 *
25 1__Main Tower	65.0	1.000	55.94	65.50	---	---	---
26 2__Main Tower	65.5	1.000	55.52	65.29	---	---	---
27 3__Main Tower	66.7	1.000	54.60	64.87	---	---	---
28 4__Main Tower	69.7	1.000	52.34	63.96	---	---	---
29 5__Main Tower	79.3	1.000	48.24	61.70	---	---	---
30 6__Main Tower	100.5	1.000	399.2	57.60	369.9	---	---
31 7__Main Tower	102.9	1.000	401.8	38.68	---	---	---
32 8__Main Tower	105.6	1.000	405.0	41.32	---	---	---
33 9__Main Tower	108.0	1.000	407.8	44.47	---	---	---
34 10__Main Tower	109.5	1.000	409.7	47.27	---	---	---
35 11__Main Tower	110.5	1.000	410.9	49.17	---	---	---
36 Reboiler	111.9	1.000	---	50.33	---	360.5	2.07e+006 *

Column Profiles Energy

	Temperature (C)	Liq Enthalpy (kJ/kgmole)	Vap Enthalpy (kJ/kgmole)	Heat Loss (kJ/h)
40 Condenser	64.72	-2.343e+005	-1.986e+005	---
41 1__Main Tower	64.99	-2.348e+005	-1.988e+005	---
42 2__Main Tower	65.53	-2.358e+005	-1.991e+005	---
43 3__Main Tower	66.70	-2.379e+005	-1.998e+005	---
44 4__Main Tower	69.66	-2.403e+005	-2.010e+005	---
45 5__Main Tower	79.31	-2.224e+005	-2.017e+005	---
46 6__Main Tower	100.5	-1.530e+005	-1.840e+005	---
47 7__Main Tower	102.9	-1.532e+005	-1.835e+005	---
48 8__Main Tower	105.6	-1.534e+005	-1.829e+005	---
49 9__Main Tower	108.0	-1.535e+005	-1.825e+005	---
50 10__Main Tower	109.5	-1.536e+005	-1.822e+005	---
51 11__Main Tower	110.5	-1.529e+005	-1.816e+005	---
52 Reboiler	111.9	-1.440e+005	-1.756e+005	---

FEEDS / PRODUCTS

Flow Basis: Molar		Stream	Type	Duty (kJ/h)	State	Flows (kgmole/h)	Enthalpy (kJ/kgmole)	Temp (C)
58	Condenser	Q-112	Energy	2.0e+006 *		---	---	---
59		24	Draw	---	Vapour	9.36 *	-2.0e+005 *	64.72*
60	1__Main Tower							
61	2__Main Tower							
62	3__Main Tower							
63	4__Main Tower							
64	5__Main Tower							
65	6__Main Tower	27	Feed	---	Liquid	370 *	-1.5e+005 *	115.50
66	7__Main Tower							
67	8__Main Tower							
68	9__Main Tower							

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Distillation: D-301 (continued)

FEEDS / PRODUCTS

11	10__Main Tower							
12	11__Main Tower							
13	Reboiler	Q-113	Energy	2.1e+006	*	---	---	---
14		25	Draw	---		Liquid	361	* -1.4e+005 * 111.92

SETUP

Sub-Flowsheet

Internal Feed Stream	External Feed Stream	Transfer Basis
Q-113	Q-302	None Req'd
27	11	P-H Flash
Internal Prod Stream	External Prod Stream	Transfer Basis
Q-112	Q-301	None Req'd
24	12	P-H Flash
25	18	P-H Flash

VARIABLES

Column Flowsheet Vars Available as Parameters

Data Source	Variable	Component	Description

COMPONENT MAPS

Feed Streams

Feed Name	In to SubFlowSheet	Out of SubFlowSheet
Q-113		

Product Stream

Product Name	In to SubFlowSheet	Out of SubFlowSheet
Q-112		
24		

DYNAMICS

Vessel Dynamic Specifications

Vessel		Condenser @COL2	Reboiler @COL2
Diameter	(m)	1.193	1.193
Height.0	(m)	1.789	1.789
Volume.0	(m3)	2.000 *	2.000 *
Liquid Volume Percent	(%)	50.00	50.00
Level Calculator		Horizontal cylinder	Horizontal cylinder
Fraction Calculator		Use levels and nozzles	Use levels and nozzles
Vessel Delta P	(kPa)	0.0000	0.0000
Fixed Vessel P Spec	(atm)	1.000	1.000
Fixed P Spec Active		Not Active	Not Active

Other Equipment in Column Flowsheet

Holdup Details

	Pressure (atm)	Volume (m3)	Bulk Liquid Volume (m3)
Condenser	0.0000	0.0000 *	0.0000
1__Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
2__Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
3__Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
4__Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
5__Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000



Company Name Not Available
Bedford, MA
USA

Case Name: Paraxylene fix.hsc
Unit Set: NewUser3b
Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023

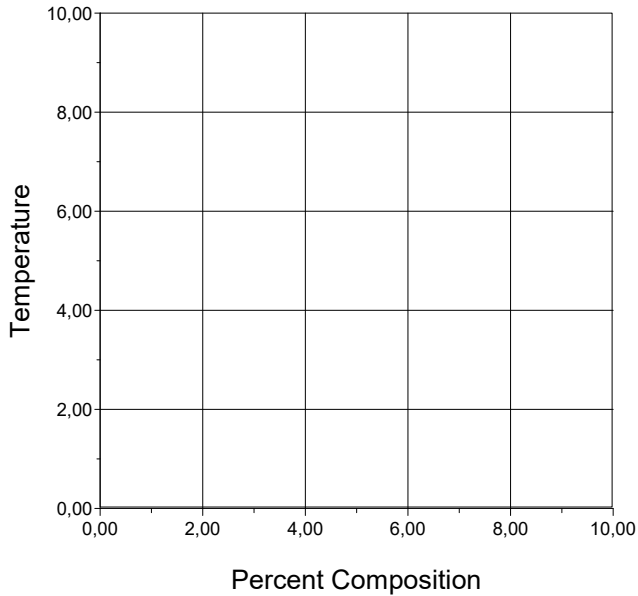
Distillation: D-301 (continued)

	Pressure (atm)	Volume (m3)	Bulk Liquid Volume (m3)
6__Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
7__Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
8__Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
9__Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
10__Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
11__Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
Reboiler	0.0000	0.0000 *	0.0000

COLUMN REFINERY ASSAY PLOTS

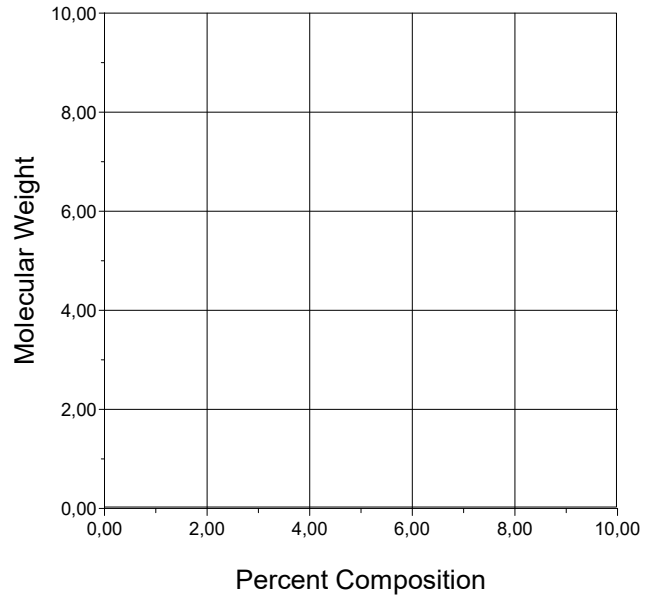
Single Tray :

Boiling Point Properties



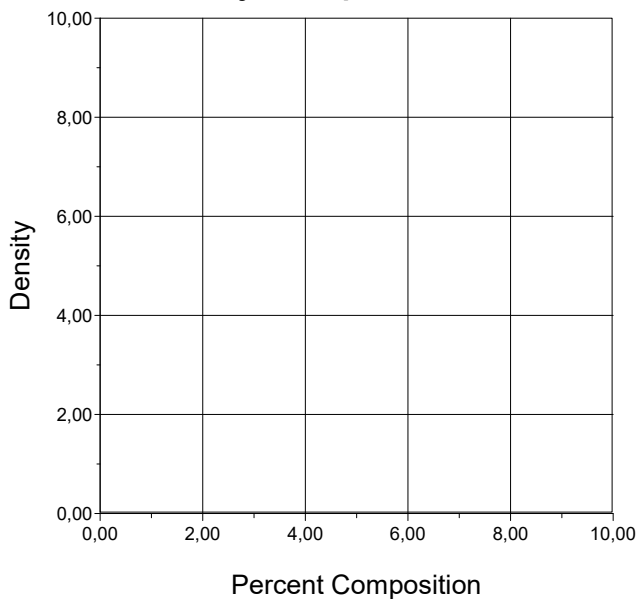
Single Tray :


Molecular Weight Properties



Single Tray :

Density Properties



1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Distillation: D-301 (continued)


COLUMN REFINERY ASSAY TABLES

Boiling Point Assay

13	Single Tray :		Assay Basis : Molar	
14	Assay Percent			
15				
16	0.0 %			
17	1.0 %			
18	2.0 %			
19	3.5 %			
20	5.0 %			
21	7.5 %			
22	10.0 %			
23	12.5 %			
24	15.0 %			
25	17.5 %			
26	20.0 %			
27	25.0 %			
28	30.0 %			
29	35.0 %			
30	40.0 %			
31	45.0 %			
32	50.0 %			
33	55.0 %			
34	60.0 %			
35	65.0 %			
36	70.0 %			
37	75.0 %			
38	80.0 %			
39	85.0 %			
40	90.0 %			
41	92.5 %			
42	95.0 %			
43	96.5 %			
44	98.0 %			
45	99.0 %			
46	100.0 %			

Molecular Weight Assay

49	Single Tray :		Assay Basis : Molar	
50	Assay Percent			
51				
52	0.0 %			
53	1.0 %			
54	2.0 %			
55	3.5 %			
56	5.0 %			
57	7.5 %			
58	10.0 %			
59	12.5 %			
60	15.0 %			
61	17.5 %			
62	20.0 %			
63	25.0 %			
64	30.0 %			
65	35.0 %			
66	40.0 %			
67	45.0 %			
68	50.0 %			

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Distillation: D-301 (continued)


COLUMN REFINERY ASSAY TABLES

Molecular Weight Assay

13	Assay Percent			
14				
15	55.0 %			
16	60.0 %			
17	65.0 %			
18	70.0 %			
19	75.0 %			
20	80.0 %			
21	85.0 %			
22	90.0 %			
23	92.5 %			
24	95.0 %			
25	96.5 %			
26	98.0 %			
27	99.0 %			
28	100.0 %			

Density Assay

31	Single Tray :	Assay Basis : Molar
32	Assay Percent	
33		
34	0.0 %	
35	1.0 %	
36	2.0 %	
37	3.5 %	
38	5.0 %	
39	7.5 %	
40	10.0 %	
41	12.5 %	
42	15.0 %	
43	17.5 %	
44	20.0 %	
45	25.0 %	
46	30.0 %	
47	35.0 %	
48	40.0 %	
49	45.0 %	
50	50.0 %	
51	55.0 %	
52	60.0 %	
53	65.0 %	
54	70.0 %	
55	75.0 %	
56	80.0 %	
57	85.0 %	
58	90.0 %	
59	92.5 %	
60	95.0 %	
61	96.5 %	
62	98.0 %	
63	99.0 %	
64	100.0 %	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Distillation: D-301 (continued)

COLUMN REFINERY ASSAY TABLES

User Properties

13	Assay Percent			
14				
15	0.0 %			
16	1.0 %			
17	2.0 %			
18	3.5 %			
19	5.0 %			
20	7.5 %			
21	10.0 %			
22	12.5 %			
23	15.0 %			
24	17.5 %			
25	20.0 %			
26	25.0 %			
27	30.0 %			
28	35.0 %			
29	40.0 %			
30	45.0 %			
31	50.0 %			
32	55.0 %			
33	60.0 %			
34	65.0 %			
35	70.0 %			
36	75.0 %			
37	80.0 %			
38	85.0 %			
39	90.0 %			
40	92.5 %			
41	95.0 %			
42	96.5 %			
43	98.0 %			
44	99.0 %			
45	100.0 %			

46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68



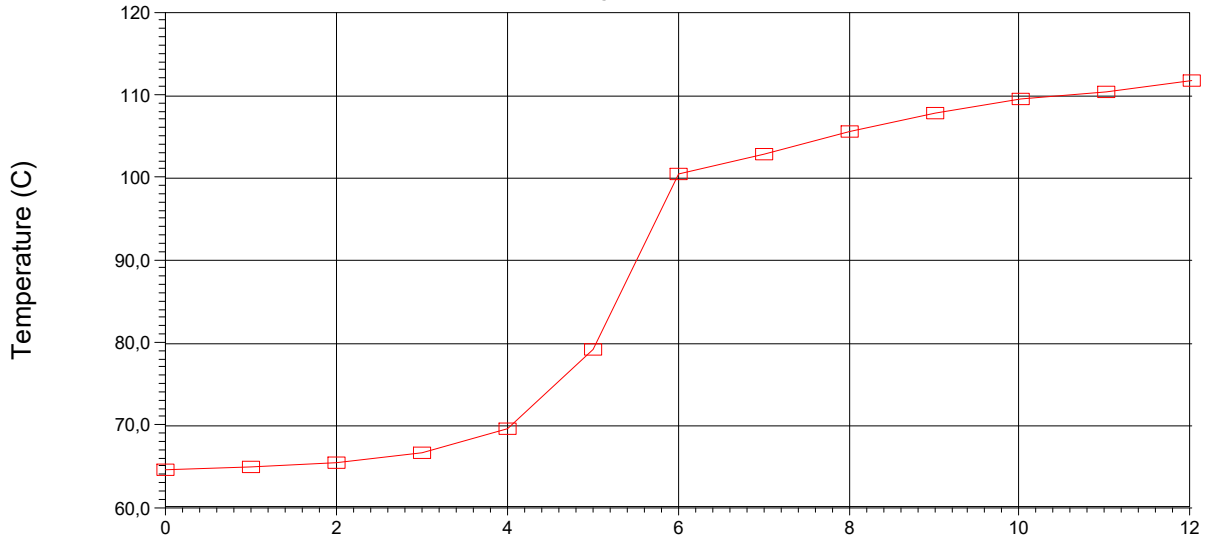
Company Name Not Available
Bedford, MA
USA

Case Name: Paraxylene fix.hsc
Unit Set: NewUser3b
Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023

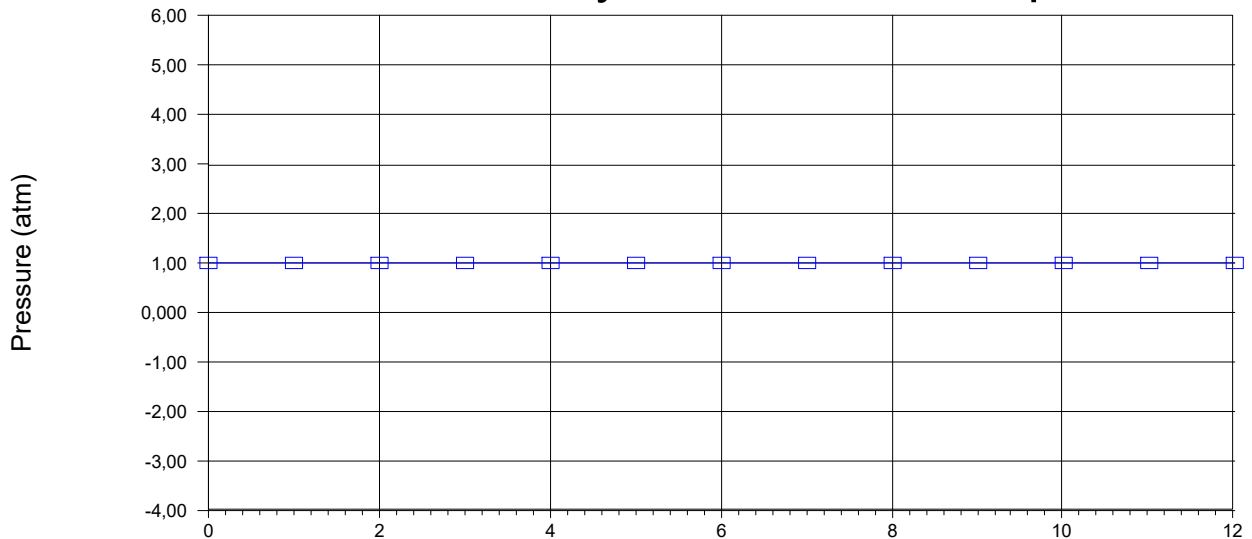
Distillation: D-301 (continued)

TRAY by TRAY PROPERTIES PLOTS

Temperature vs. Tray Position from Top



Pressure vs. Tray Position from Top





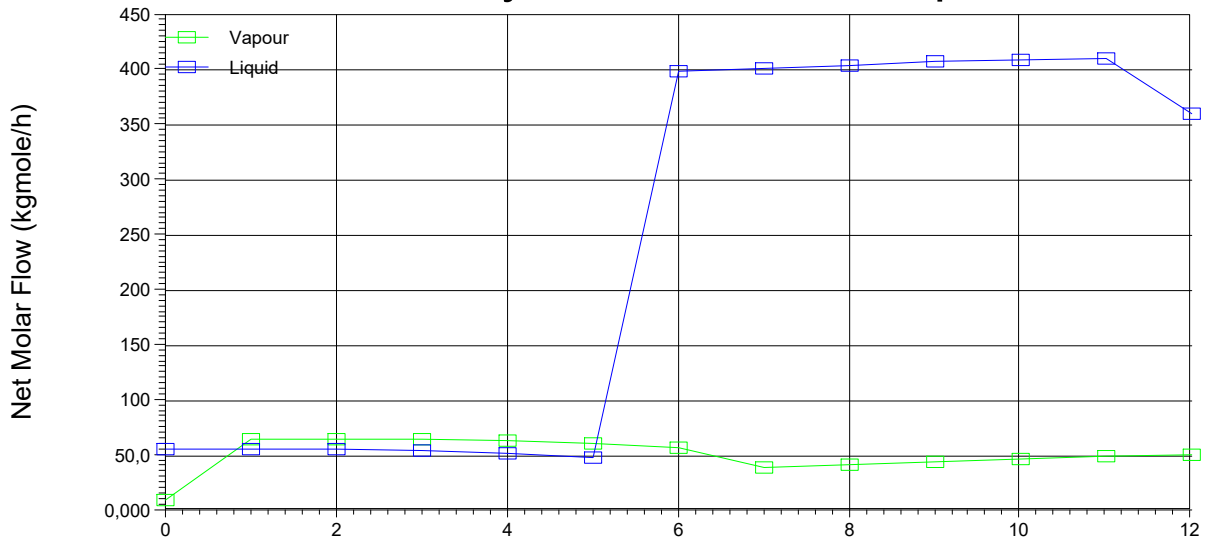
Company Name Not Available
Bedford, MA
USA

Case Name: Paraxylene fix.hsc
Unit Set: NewUser3b
Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023

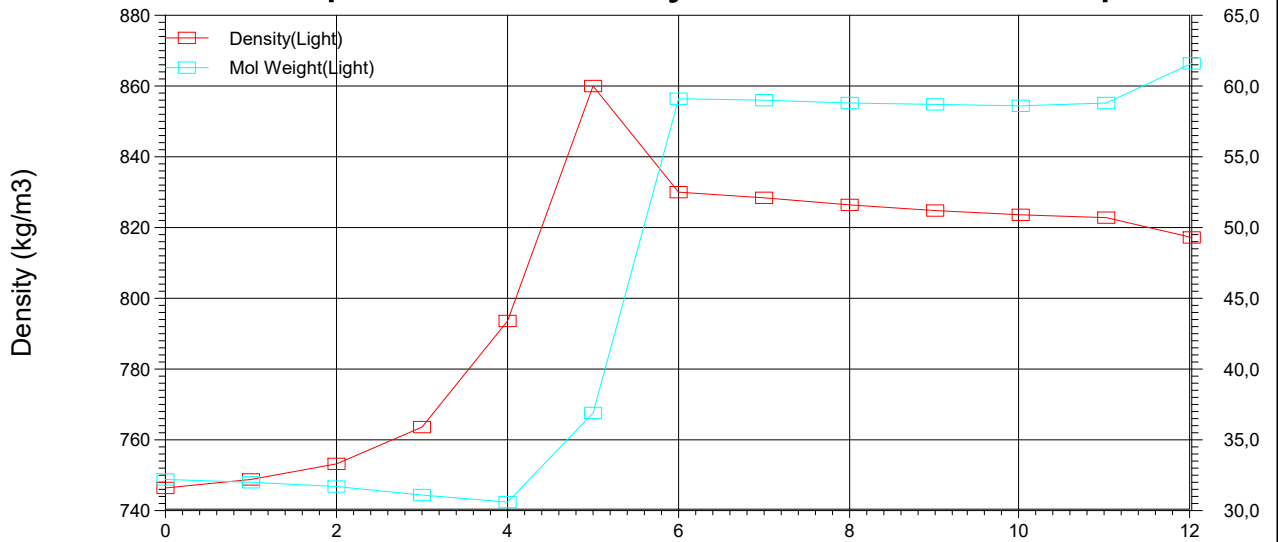
Distillation: D-301 (continued)

TRAY by TRAY PROPERTIES PLOTS

Flow vs. Tray Position from Top



Column Properties vs. Tray Position from Top





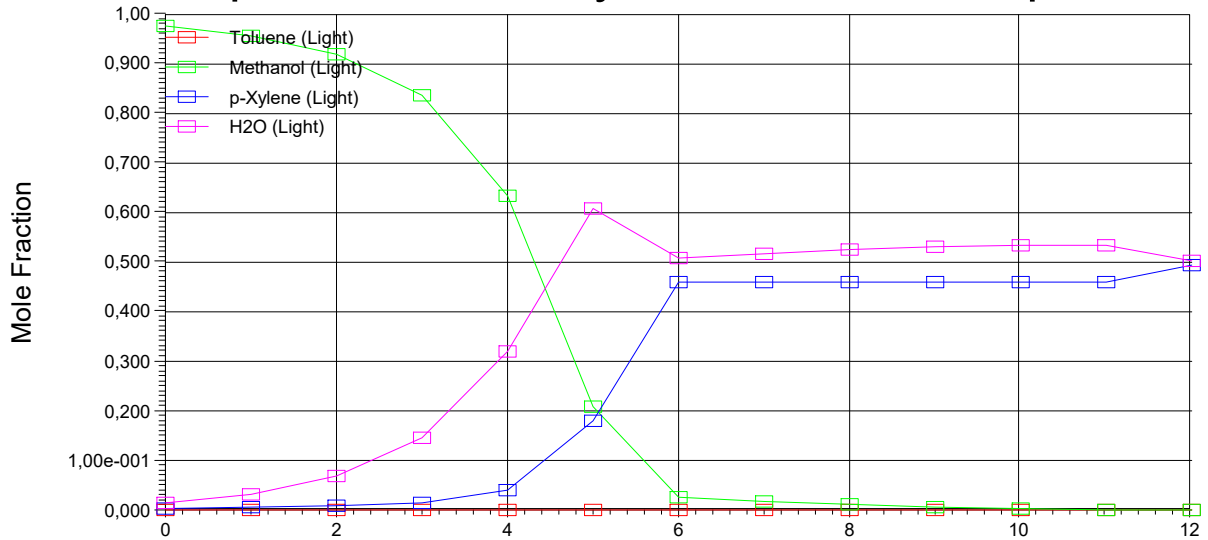
Company Name Not Available
Bedford, MA
USA

Case Name: Paraxylene fix.hsc
Unit Set: NewUser3b
Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023

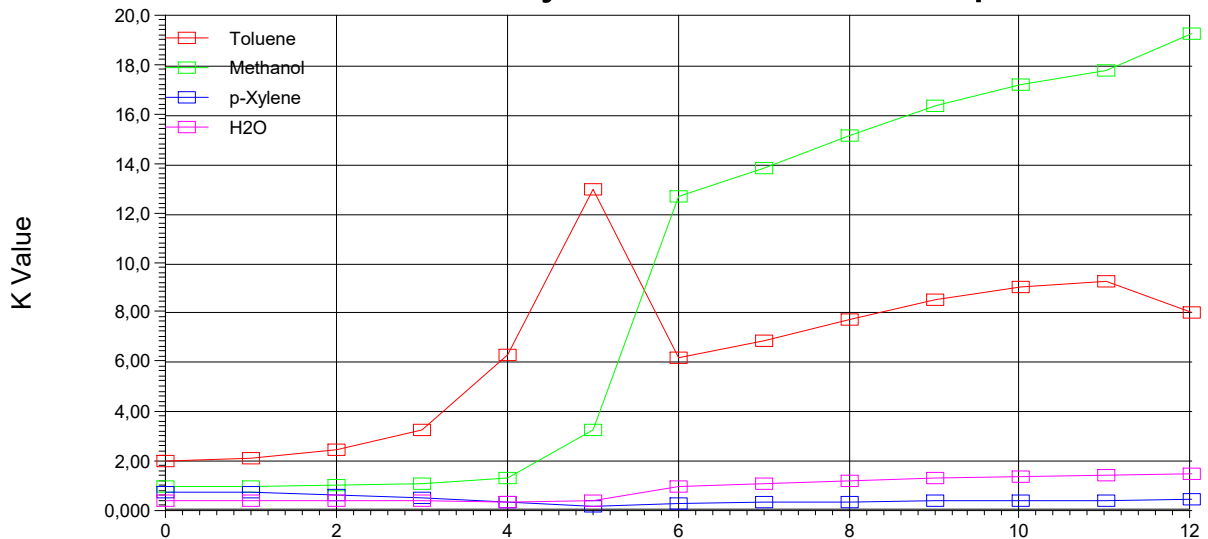
Distillation: D-301 (continued)

TRAY by TRAY PROPERTIES PLOTS

Composition vs. Tray Position from Top



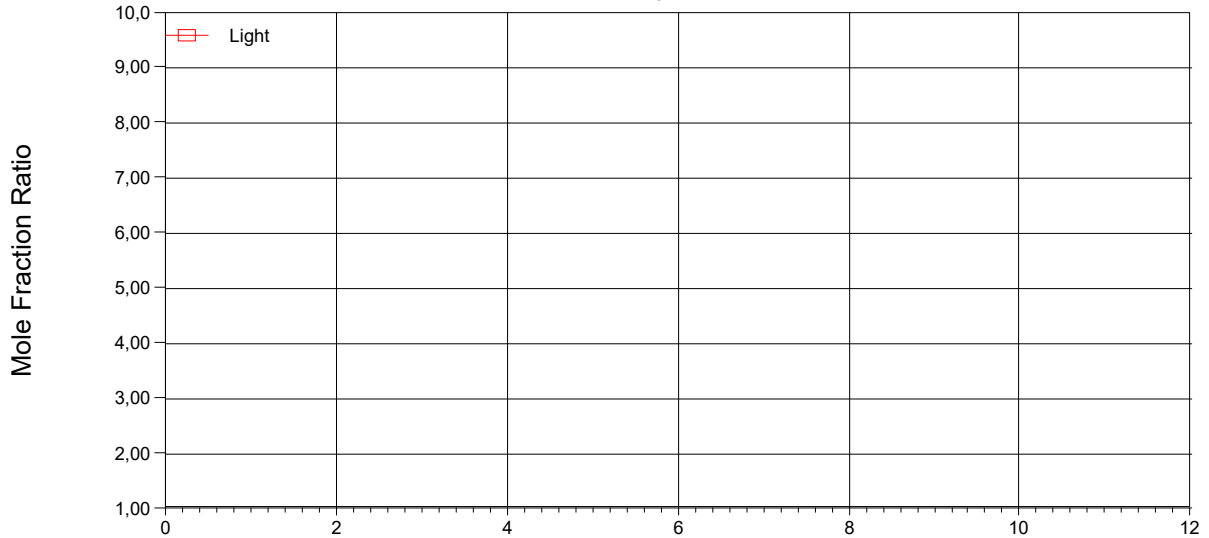
K-Value vs. Tray Position from Top



Distillation: D-301 (continued)

TRAY by TRAY PROPERTIES PLOTS

Component Ratio vs. Tray Position from Top




TRAY by TRAY PROPERTIES TABLES

Column Temperature / Pressure Profile

Column Stage	Temperature (C)	Pressure (atm)
Condenser	64.72	1.000
1__Main Tower	64.99	1.000
2__Main Tower	65.53	1.000
3__Main Tower	66.70	1.000
4__Main Tower	69.66	1.000
5__Main Tower	79.31	1.000
6__Main Tower	100.5	1.000
7__Main Tower	102.9	1.000
8__Main Tower	105.6	1.000
9__Main Tower	108.0	1.000
10__Main Tower	109.5	1.000
11__Main Tower	110.5	1.000
Reboiler	111.9	1.000

Column Flow Profile

Options Selected			
Molar flow is selected		Net is selected as flow basis	
Tray Number	Vapour (kgmole/h)	Bulk Liquid (kgmole/h)	
Condenser	9.357	56.14	
1__Main Tower	65.50	55.94	
2__Main Tower	65.29	55.52	
3__Main Tower	64.87	54.60	
4__Main Tower	63.96	52.34	
5__Main Tower	61.70	48.24	
6__Main Tower	57.60	399.2	
7__Main Tower	38.68	401.8	
8__Main Tower	41.32	405.0	
9__Main Tower	44.47	407.8	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Distillation: D-301 (continued)

TRAY by TRAY PROPERTIES TABLES

Tray Number	Vapour (kgmole/h)	Bulk Liquid (kgmole/h)			
10__Main Tower	47.27	409.7			
11__Main Tower	49.17	410.9			
Reboiler	50.33	360.5			

Column Properties Profile

Options Selected

Mass basis is selected

Stage	Surf Tens (dyne/cm)	Mol Wt L-Liq	Dens L-Liq (kg/m3)	Visc L-Liq (cP)	Therm Con L-Liq (W/m-K)	Heat Cap L-Liq (kJ/kg-C)
Condenser	24.0	32.2	747	0.331	0.167	3.72
1__Main Tower	24.7	32.1	749	0.332	0.172	3.72
2__Main Tower	26.1	31.8	753	0.335	0.183	3.71
3__Main Tower	29.1	31.2	764	0.340	0.208	3.69
4__Main Tower	36.0	30.6	794	0.355	0.272	3.58
5__Main Tower	46.6	36.9	860	0.388	0.401	2.93
6__Main Tower	39.7	59.2	830	0.328	0.333	2.36
7__Main Tower	39.7	59.0	829	0.322	0.337	2.36
8__Main Tower	39.6	58.9	827	0.315	0.340	2.37
9__Main Tower	39.5	58.7	825	0.309	0.344	2.38
10__Main Tower	39.4	58.6	824	0.305	0.345	2.38
11__Main Tower	39.3	58.8	823	0.303	0.345	2.38
Reboiler	37.9	61.6	817	0.297	0.327	2.35

Column Composition Profile

Options Selected

Fraction is selected as the composition basis

Net is selected as flow basis

Molar basis is selected

Stage	Toluene L-Liq	Methanol L-Liq	p-Xylene L-Liq	H2O L-Liq
Condenser	0.0004	0.9783	0.0053	0.0160
1__Main Tower	0.0002	0.9591	0.0069	0.0338
2__Main Tower	0.0001	0.9204	0.0096	0.0699
3__Main Tower	0.0001	0.8374	0.0162	0.1463
4__Main Tower	0.0000	0.6367	0.0417	0.3215
5__Main Tower	0.0000	0.2092	0.1812	0.6096
6__Main Tower	0.0000	0.0264	0.4627	0.5109
7__Main Tower	0.0000	0.0194	0.4622	0.5183
8__Main Tower	0.0000	0.0122	0.4614	0.5263
9__Main Tower	0.0000	0.0066	0.4606	0.5328
10__Main Tower	0.0000	0.0031	0.4602	0.5366
11__Main Tower	0.0000	0.0013	0.4625	0.5362
Reboiler	0.0000	0.0004	0.4948	0.5048


Heavy/Light Key Component Ratios

Options Selected

Molar basis is selected

Key Components

Light Key	Chosen	Heavy Key	Chosen
Toluene	On	Toluene	Off
Methanol	On	Methanol	Off
p-Xylene	On	p-Xylene	Off
H2O	On	H2O	Off

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Distillation: D-301 (continued)

TRAY by TRAY PROPERTIES TABLES

Heavy/Light Key Component Ratios

13	Stage	Light Liq				
14	Condenser	---				
15	1__Main Tower	---				
16	2__Main Tower	---				
17	3__Main Tower	---				
18	4__Main Tower	---				
19	5__Main Tower	---				
20	6__Main Tower	---				
21	7__Main Tower	---				
22	8__Main Tower	---				
23	9__Main Tower	---				
24	10__Main Tower	---				
25	11__Main Tower	---				
26	Reboiler	---				

Column K-Values Profile

29	Tray Number	Toluene	Methanol	p-Xylene	H2O	
30	Condenser	2.024	1.010	0.7923	0.4399	
31	1__Main Tower	2.160	1.021	0.7505	0.4357	
32	2__Main Tower	2.473	1.047	0.6750	0.4287	
33	3__Main Tower	3.307	1.111	0.5449	0.4155	
34	4__Main Tower	6.342	1.350	0.3464	0.3917	
35	5__Main Tower	12.99	3.299	0.1987	0.4492	
36	6__Main Tower	6.219	12.73	0.3295	1.002	
37	7__Main Tower	6.897	13.84	0.3549	1.094	
38	8__Main Tower	7.744	15.17	0.3861	1.209	
39	9__Main Tower	8.535	16.39	0.4148	1.315	
40	10__Main Tower	9.083	17.23	0.4349	1.390	
41	11__Main Tower	9.276	17.79	0.4474	1.436	
42	Reboiler	8.053	19.29	0.4676	1.507	

NOTES

Distillation: D-302


CONNECTIONS

Inlet Stream			
52	STREAM NAME	Stage	FROM UNIT OPERATION
53	Q-117	Reboiler	
54	25	21 Main Tower	Distillation D-301
Outlet Stream			
56	STREAM NAME	Stage	TO UNIT OPERATION
57	Q-116	Condenser	
58	28	Condenser	Cooler C-302
59	31	Reboiler	Cooler C-303

MONITOR

Specifications Summary

63	Specified Value	Current Value	Wt. Error
64	Reflux Ratio 2.000 *	2.000	1.342e-008
65	Distillate Rate ---	182.1 kgmole/h	---
66	Reflux Rate ---	364.3 kgmole/h	---
67	Btms Prod Rate 178.4 kgmole/h *	178.4 kgmole/h	-4.019e-005
68	Wt. Tol.	Abs. Tol.	Active Estimate Used

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Distillation: D-302 (continued)

Specifications Summary

10	Reflux Ratio	1.000e-002	1.000e-002	On	On	On
11	Distillate Rate	1.000e-002	1.000 kgmole/h	Off	On	Off
12	Reflux Rate	1.000e-002	1.000 kgmole/h	Off	On	Off
13	Btms Prod Rate	1.000e-002	1.000 kgmole/h	On	On	On

SPECS

Column Specification Parameters

Reflux Ratio

19	Fix/Rang:	Fixed	Prim/Alter:	Primary	Lower Bnd:	---	Upper Bnd:	---
20	Stage:	Condenser	Flow Basis:	Molar	Liquid Spec:	---		

Distillate Rate

23	Fix/Rang:	Fixed	Prim/Alter:	Primary	Lower Bnd:	---	Upper Bnd:	---
24	Stream:	28 @COL4	Flow Basis:	Molar				

Reflux Rate

27	Fix/Rang:	Fixed	Prim/Alter:	Primary	Lower Bnd:	---	Upper Bnd:	---
28	Stage:	Condenser	Flow Basis:	Molar	Liquid Spec:	---		

Btms Prod Rate

31	Fix/Rang:	Fixed	Prim/Alter:	Primary	Lower Bnd:	---	Upper Bnd:	---
32	Stream:	31 @COL4	Flow Basis:	Molar				

SUBCOOLING

35		Condenser	
36	Degrees of Subcooling		---
37	Subcool to		---

User Variables


PROFILES

General Parameters

43	Sub-Flow Sheet:	D-302 (COL4)	Number of Stages:	42 *
----	-----------------	--------------	-------------------	------

Profile Estimates

		Temperature (C)	Net Liquid (kgmole/h)	Net Vapour (kgmole/h)
47	Condenser	99.49	364.3	1.160e-006
48	1__Main Tower	99.98	364.3	546.4
49	2__Main Tower	99.99	364.3	546.5
50	3__Main Tower	99.99	364.3	546.5
51	4__Main Tower	99.99	364.3	546.5
52	5__Main Tower	99.99	364.3	546.5
53	6__Main Tower	99.99	364.3	546.5
54	7__Main Tower	99.99	364.3	546.5
55	8__Main Tower	99.99	364.3	546.5
56	9__Main Tower	99.99	364.3	546.5
57	10__Main Tower	99.99	364.3	546.5
58	11__Main Tower	100.0	364.3	546.5
59	12__Main Tower	100.0	364.3	546.5
60	13__Main Tower	100.0	364.3	546.5
61	14__Main Tower	100.1	364.4	546.5
62	15__Main Tower	100.1	364.4	546.5
63	16__Main Tower	100.3	364.5	546.6
64	17__Main Tower	100.6	364.7	546.7
65	18__Main Tower	101.2	365.1	546.9
66	19__Main Tower	102.5	365.9	547.3
67	20__Main Tower	104.7	367.4	548.0
68	21__Main Tower	108.1	726.2	549.5

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Distillation: D-302 (continued)


Profile Estimates

		Temperature (C)	Net Liquid (kgmole/h)	Net Vapour (kgmole/h)
12	22__Main Tower	108.1	726.2	547.8
13	23__Main Tower	108.1	726.3	547.9
14	24__Main Tower	108.2	726.4	547.9
15	25__Main Tower	108.4	726.8	548.0
16	26__Main Tower	108.8	727.6	548.4
17	27__Main Tower	109.8	729.7	549.2
18	28__Main Tower	112.1	734.6	551.4
19	29__Main Tower	116.4	744.0	556.2
20	30__Main Tower	122.9	760.5	565.6
21	31__Main Tower	129.5	782.2	582.2
22	32__Main Tower	134.3	800.9	603.8
23	33__Main Tower	136.7	811.7	622.5
24	34__Main Tower	137.8	816.5	633.3
25	35__Main Tower	138.2	818.4	638.1
26	36__Main Tower	138.4	819.2	640.1
27	37__Main Tower	138.4	819.4	640.8
28	38__Main Tower	138.5	819.5	641.0
29	39__Main Tower	138.5	819.5	641.1
30	40__Main Tower	138.5	819.5	641.1
31	41__Main Tower	138.5	819.5	641.1
32	42__Main Tower	138.5	819.5	641.1
33	Reboiler	138.5	178.4	641.1

EFFICIENCIES

Stage Efficiencies

Stages	Overall	Toluene	Methanol	p-Xylene	H2O
38	Condenser	1.000	1.000	1.000	1.000
39	1__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000
40	2__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000
41	3__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000
42	4__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000
43	5__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000
44	6__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000
45	7__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000
46	8__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000
47	9__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000
48	10__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000
49	11__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000
50	12__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000
51	13__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000
52	14__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000
53	15__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000
54	16__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000
55	17__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000
56	18__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000
57	19__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000
58	20__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000
59	21__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000
60	22__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000
61	23__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000
62	24__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000
63	25__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000
64	26__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000
65	27__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000
66	28__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000
67	29__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000
68	30__Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Distillation: D-302 (continued)

Stage Efficiencies

Stages	Overall	Toluene	Methanol	p-Xylene	H2O
31_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
32_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
33_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
34_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
35_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
36_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
37_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
38_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
39_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
40_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
41_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
42_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Reboiler	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000

SOLVER

Column Solving Algorithm: HYSIM Inside-Out

Solving Options

Acceleration Parameters

Maximum Iterations:	10000	Accelerate K Value & H Model Parameters:	Off
Equilibrium Error Tolerance:	1.000e-05		
Heat/Spec Error Tolerance:	5.000e-004		
Save Solutions as Initial Estimate:	On		
Super Critical Handling Model:	Simple K		
Trace Level:	Low		
Init from Ideal K's:	Off		
		Damping Parameters	
		Azeotrope Check:	Off
		Fixed Damping Factor:	1

SIDE STRIPPERS

SIDE RECTIFIERS

PUMP AROUNDS

VAP BYPASSES


RATING

Tray Sections

Tray Section	Main Tower @COL4		
Tray Diameter (m)	1.500		
Weir Height (m)	5.000e-002	*	
Weir Length (m)	1.200	*	
Tray Space (m)	0.5500	*	
Tray Volume (m3)	0.9719		
Disable Heat Loss Calculations	No		
Heat Model	None		
Rating Calculations	No		
Tray Hold Up (m3)	8.836e-002		

Vessels

Vessel	Reboiler @COL4	Condenser @COL4
Diameter (m)	1.193	1.193
Length (m)	1.789	1.789
Volume (m3)	2.000 *	2.000 *
Orientation	Horizontal	Horizontal
Vessel has a Boot	No	No

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Distillation: D-302 (continued)

9	Boot Diameter	(m)	---	---	
10	Boot Length	(m)	---	---	
11	Hold Up	(m3)	1.000	1.000	

Other Equipment In Column Flowsheet

Pressure Profile


		Pressure (atm)	Pressure Drop (kPa)
17			
18	Condenser	1.000 atm *	0.0000 kPa
19	1__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
20	2__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
21	3__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
22	4__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
23	5__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
24	6__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
25	7__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
26	8__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
27	9__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
28	10__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
29	11__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
30	12__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
31	13__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
32	14__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
33	15__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
34	16__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
35	17__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
36	18__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
37	19__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
38	20__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
39	21__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
40	22__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
41	23__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
42	24__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
43	25__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
44	26__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
45	27__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
46	28__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
47	29__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
48	30__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
49	31__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
50	32__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
51	33__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
52	34__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
53	35__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
54	36__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
55	37__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
56	38__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
57	39__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
58	40__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
59	41__Main Tower	1.000 atm	0.0000 kPa
60	42__Main Tower	1.000 atm	---
61	Reboiler	1.000 atm *	0.0000 kPa

Pressure Solving Options

64	Pressure Tolerance	1.000e-004	Pressure Drop Tolerance	1.000e-004
65	Damping Factor	1.000	Max Press Iterations	100

CONDITIONS

68	Name	18	19	21	Q-306	Q-305
----	------	----	----	----	-------	-------

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			


Distillation: D-302 (continued)

CONDITIONS

11	Vapour	0.0000	0.0000	0.0000	---	---
12	Temperature (C)	111.9240	138.4824	99.4886	---	---
13	Pressure (atm)	1.0000	1.0000	1.0000	---	---
14	Molar Flow (kgmole/h)	360.5281	178.3838	182.1443	---	---
15	Mass Flow (kg/h)	22221.7973	18938.2832	3283.5141	---	---
16	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	25.2048	21.9135	3.2913	---	---
17	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.440e+005	-1113	-2.792e+005	---	---
18	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	77.67	139.6	23.58	---	---
19	Heat Flow (kJ/h)	-5.1927e+07	-1.9862e+05	-5.0857e+07	2.3088e+07	2.2230e+07

PROPERTIES

22	Name	18	19	21		
23	Molecular Weight	61.64	106.2	18.03		
24	Molar Density (kgmole/m3)	13.26	7.086	52.58		
25	Mass Density (kg/m3)	817.4	752.3	947.9		
26	Act. Volume Flow (m3/h)	27.19	25.17	3.464		
27	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2337	-10.49	-1.549e+004		
28	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.260	1.315	1.308		
29	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	144.7	225.6	75.65		
30	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.348	2.125	4.196		
31	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	2.166e+006	4.377e+006	545.4		
32	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	2.288e+006	4.582e+006	4.159e+004		
33	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	3.712e+004	4.316e+004	2307		
34	CO2 Loading	---	---	---		
35	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	---	---	---		
36	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---	---		
37	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	3.514e+004	4.123e+004	30.26		
38	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	0.0000	0.0000		
39	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	0.0000	0.0000		
40	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	0.0000	0.0000		
41	Mass Exergy (kJ/kg)	-48.52	-68.09	33.40		
42	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	0.0000	0.0000		
43	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000		
44	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	---		
45	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	14.30	8.140	55.34		
46	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	144.7	225.6	75.65		
47	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	8524	4218	4307		
48	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	881.6	864.2	997.6		
49	Act. Liq. Flow (m3/s)	7.552e-003	6.992e-003	9.622e-004		
50	Z Factor	2.386e-003	4.178e-003	6.219e-004		
51	Watson K	10.45	10.45	10.60		
52	User Property	---	---	---		
53	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	0.0000	0.0000		
54	Cp/(Cp - R)	1.061	1.038	1.123		
55	Cp/Cv	1.157	1.285	1.186		
56	Ideal Gas Cp/Cv	1.094	1.051	1.322		
57	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	96.94	170.7	34.10		
58	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.573	1.608	1.892		
59	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.997e+004	3.601e+004	4.068e+004		
60	Kinematic Viscosity (cSt)	0.3638	0.2840	0.2959		
61	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	910.8	866.8	1014		
62	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	24.40	21.85	3.237		
63	Liquid Fraction	1.000	1.000	1.000		
64	Molar Volume (m3/kgmole)	7.541e-002	0.1411	1.902e-002		
65	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	648.4	339.2	2257		
66	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.0000	0.0000		
67	Surface Tension (dyne/cm)	37.88	16.45	58.67		
68	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.3270	0.1121	0.6805		

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Distillation: D-302 (continued)

PROPERTIES

Name	18	19	21
Bubble Point Pressure (atm)	1.000	1.000	1.000
Viscosity (cP)	0.2974	0.2137	0.2805
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	136.4	217.3	67.33
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.213	2.047	3.735
Cv (kJ/kgmole-C)	125.1	175.5	63.81
Mass Cv (kJ/kg-C)	2.029	1.653	3.539
Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	---
Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	---
Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---
Reid VP at 37.8 C (atm)	2.616e-002	2.361e-002	0.3201
True VP at 37.8 C (atm)	4.497e-002	2.361e-002	6.853e-002
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	24.40	21.85	3.237
Viscosity Index	-16.44	-25.61	-23.77

SUMMARY

Flow Basis:	Molar	The composition option is selected
Feed Composition		
	25	
Flow Rate (kgmole/h)	360.5281	

Toluene	0.0000	
Methanol	0.0004	
p-Xylene	0.4948	
H2O	0.5048	

Flow Basis:	Molar	The composition option is selected
Feed Flows		
	25	
Flow Rate (kgmole/h)	360.5281	

Toluene (kgmole/h)	0.0019	
Methanol (kgmole/h)	0.1443	
p-Xylene (kgmole/h)	178.3837	
H2O (kgmole/h)	181.9982	


Products

Flow Basis:	Molar	The composition option is selected
Product Compositions		
	28	31
Flow Rate (kgmole/h)	182.1443	178.3838
	---	---
Toluene	0.0000	0.0000
Methanol	0.0008	0.0000
p-Xylene	0.0000	1.0000
H2O	0.9992	0.0000

Flow Basis:	Molar	The composition option is selected
Product Flows		
	28	31
Flow Rate (kgmole/h)	182.1443	178.3838
	---	---
Toluene (kgmole/h)	0.0019	0.0000
Methanol (kgmole/h)	0.1443	0.0000
p-Xylene (kgmole/h)	0.0000	178.3837
H2O (kgmole/h)	181.9980	0.0002

Product Recoveries

	28	31
Flow Rate (kgmole/h)	182.1443	178.3838
	---	---

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Distillation: D-302 (continued)

SUMMARY

	28	31
Toluene (%)	99.9992	0.0000
Methanol (%)	100.0000	0.0000
p-Xylene (%)	0.0000	100.0000
H2O (%)	99.9999	0.0001

COLUMN PROFILES


Reflux Ratio:	2.000	Reboil Ratio:	3.594	The Flows Option is Selected	Flow Basis:	Molar
---------------	-------	---------------	-------	------------------------------	-------------	-------

Column Profiles Flows

	Temp (C)	Pres (atm)	Net Liq (kgmole/h)	Net Vap (kgmole/h)	Net Feed (kgmole/h)	Net Draws (kgmole/h)	Duty (kJ/h)
22	Condenser	99.5	364.3	---	---	182.1	2.22e+007 *
23	1__Main Tower	100.0	364.3	546.4	---	---	---
24	2__Main Tower	100.0	364.3	546.5	---	---	---
25	3__Main Tower	100.0	364.3	546.5	---	---	---
26	4__Main Tower	100.0	364.3	546.5	---	---	---
27	5__Main Tower	100.0	364.3	546.5	---	---	---
28	6__Main Tower	100.0	364.3	546.5	---	---	---
29	7__Main Tower	100.0	364.3	546.5	---	---	---
30	8__Main Tower	100.0	364.3	546.5	---	---	---
31	9__Main Tower	100.0	364.3	546.5	---	---	---
32	10__Main Tower	100.0	364.3	546.5	---	---	---
33	11__Main Tower	100.0	364.3	546.5	---	---	---
34	12__Main Tower	100.0	364.3	546.5	---	---	---
35	13__Main Tower	100.0	364.3	546.5	---	---	---
36	14__Main Tower	100.1	364.4	546.5	---	---	---
37	15__Main Tower	100.1	364.4	546.5	---	---	---
38	16__Main Tower	100.3	364.5	546.6	---	---	---
39	17__Main Tower	100.6	364.7	546.7	---	---	---
40	18__Main Tower	101.2	365.1	546.9	---	---	---
41	19__Main Tower	102.5	365.9	547.3	---	---	---
42	20__Main Tower	104.7	367.4	548.0	---	---	---
43	21__Main Tower	108.1	726.2	549.5	360.5	---	---
44	22__Main Tower	108.1	726.2	547.8	---	---	---
45	23__Main Tower	108.1	726.3	547.9	---	---	---
46	24__Main Tower	108.2	726.4	547.9	---	---	---
47	25__Main Tower	108.4	726.8	548.0	---	---	---
48	26__Main Tower	108.8	727.6	548.4	---	---	---
49	27__Main Tower	109.8	729.7	549.2	---	---	---
50	28__Main Tower	112.1	734.6	551.4	---	---	---
51	29__Main Tower	116.4	744.0	556.2	---	---	---
52	30__Main Tower	122.9	760.5	565.6	---	---	---
53	31__Main Tower	129.5	782.2	582.2	---	---	---
54	32__Main Tower	134.3	800.9	603.8	---	---	---
55	33__Main Tower	136.7	811.7	622.5	---	---	---
56	34__Main Tower	137.8	816.5	633.3	---	---	---
57	35__Main Tower	138.2	818.4	638.1	---	---	---
58	36__Main Tower	138.4	819.2	640.1	---	---	---
59	37__Main Tower	138.4	819.4	640.8	---	---	---
60	38__Main Tower	138.5	819.5	641.0	---	---	---
61	39__Main Tower	138.5	819.5	641.1	---	---	---
62	40__Main Tower	138.5	819.5	641.1	---	---	---
63	41__Main Tower	138.5	819.5	641.1	---	---	---
64	42__Main Tower	138.5	819.5	641.1	---	---	---
65	Reboiler	138.5	---	641.1	---	178.4	2.31e+007 *

Column Profiles Energy

66	
67	
68	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		


Distillation: D-302 (continued)

COLUMN PROFILES

	Temperature (C)	Liq Enthalpy (kJ/kgmole)	Vap Enthalpy (kJ/kgmole)	Heat Loss (kJ/h)	
13	Condenser	99.49	-2.792e+005	-2.345e+005	---
14	1__Main Tower	99.98	-2.792e+005	-2.385e+005	---
15	2__Main Tower	99.99	-2.792e+005	-2.386e+005	---
16	3__Main Tower	99.99	-2.792e+005	-2.386e+005	---
17	4__Main Tower	99.99	-2.792e+005	-2.386e+005	---
18	5__Main Tower	99.99	-2.792e+005	-2.386e+005	---
19	6__Main Tower	99.99	-2.792e+005	-2.386e+005	---
20	7__Main Tower	99.99	-2.792e+005	-2.386e+005	---
21	8__Main Tower	99.99	-2.792e+005	-2.385e+005	---
22	9__Main Tower	99.99	-2.792e+005	-2.385e+005	---
23	10__Main Tower	99.99	-2.792e+005	-2.385e+005	---
24	11__Main Tower	100.0	-2.791e+005	-2.385e+005	---
25	12__Main Tower	100.0	-2.790e+005	-2.385e+005	---
26	13__Main Tower	100.0	-2.787e+005	-2.384e+005	---
27	14__Main Tower	100.1	-2.782e+005	-2.382e+005	---
28	15__Main Tower	100.1	-2.772e+005	-2.379e+005	---
29	16__Main Tower	100.3	-2.750e+005	-2.372e+005	---
30	17__Main Tower	100.6	-2.706e+005	-2.358e+005	---
31	18__Main Tower	101.2	-2.619e+005	-2.328e+005	---
32	19__Main Tower	102.5	-2.457e+005	-2.270e+005	---
33	20__Main Tower	104.7	-2.189e+005	-2.163e+005	---
34	21__Main Tower	108.1	-1.817e+005	-1.984e+005	---
35	22__Main Tower	108.1	-1.816e+005	-1.984e+005	---
36	23__Main Tower	108.1	-1.813e+005	-1.982e+005	---
37	24__Main Tower	108.2	-1.806e+005	-1.978e+005	---
38	25__Main Tower	108.4	-1.788e+005	-1.969e+005	---
39	26__Main Tower	108.8	-1.745e+005	-1.945e+005	---
40	27__Main Tower	109.8	-1.647e+005	-1.888e+005	---
41	28__Main Tower	112.1	-1.444e+005	-1.758e+005	---
42	29__Main Tower	116.4	-1.101e+005	-1.488e+005	---
43	30__Main Tower	122.9	-6.870e+004	-1.036e+005	---
44	31__Main Tower	129.5	-3.508e+004	-4.971e+004	---
45	32__Main Tower	134.3	-1.579e+004	-6850	---
46	33__Main Tower	136.7	-6953	1.712e+004	---
47	34__Main Tower	137.8	-3353	2.788e+004	---
48	35__Main Tower	138.2	-1959	3.222e+004	---
49	36__Main Tower	138.4	-1431	3.389e+004	---
50	37__Main Tower	138.4	-1232	3.452e+004	---
51	38__Main Tower	138.5	-1158	3.476e+004	---
52	39__Main Tower	138.5	-1130	3.485e+004	---
53	40__Main Tower	138.5	-1119	3.488e+004	---
54	41__Main Tower	138.5	-1115	3.489e+004	---
55	42__Main Tower	138.5	-1114	3.490e+004	---
56	Reboiler	138.5	-1113	3.490e+004	---

FEEDS / PRODUCTS

Flow Basis:	Molar						
	Stream	Type	Duty (kJ/h)	State	Flows (kgmole/h)	Enthalpy (kJ/kgmole)	Temp (C)
62	Q-116	Energy	2.2e+007 *		---	---	---
63	28	Draw	---	Liquid	182	* -2.8e+005	* 99.49*
64	1__Main Tower						
65	2__Main Tower						
66	3__Main Tower						
67	4__Main Tower						
68	5__Main Tower						

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Distillation: D-302 (continued)

FEEDS / PRODUCTS

11	6__Main Tower								
12	7__Main Tower								
13	8__Main Tower								
14	9__Main Tower								
15	10__Main Tower								
16	11__Main Tower								
17	12__Main Tower								
18	13__Main Tower								
19	14__Main Tower								
20	15__Main Tower								
21	16__Main Tower								
22	17__Main Tower								
23	18__Main Tower								
24	19__Main Tower								
25	20__Main Tower								
26	21__Main Tower	25	Feed	---	Liquid	361	*	-1.4e+005	* 111.92
27	22__Main Tower								
28	23__Main Tower								
29	24__Main Tower								
30	25__Main Tower								
31	26__Main Tower								
32	27__Main Tower								
33	28__Main Tower								
34	29__Main Tower								
35	30__Main Tower								
36	31__Main Tower								
37	32__Main Tower								
38	33__Main Tower								
39	34__Main Tower								
40	35__Main Tower								
41	36__Main Tower								
42	37__Main Tower								
43	38__Main Tower								
44	39__Main Tower								
45	40__Main Tower								
46	41__Main Tower								
47	42__Main Tower								
48	Reboiler	Q-117	Energy	2.3e+007	*	---		---	---
49		31	Draw	---		Liquid	178	*	-1.1e+003 * 138.48

SETUP

Sub-Flowsheet

Internal Feed Stream	External Feed Stream	Transfer Basis
Q-117	Q-306	None Req'd
25	18	P-H Flash
Internal Prod Stream	External Prod Stream	Transfer Basis
Q-116	Q-305	None Req'd
28	21	P-H Flash
31	19	P-H Flash


VARIABLES

Column Flowsheet Vars Available as Parameters

Data Source	Variable	Component	Description

COMPONENT MAPS

Feed Streams

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Distillation: D-302 (continued)

COMPONENT MAPS

Feed Name	In to SubFlowSheet	Out of SubFlowSheet
Q-117		

Product Stream

Product Name	In to SubFlowSheet	Out of SubFlowSheet
Q-116		
28		

DYNAMICS

Vessel Dynamic Specifications

Vessel		Reboiler @COL4	Condenser @COL4
Diameter	(m)	1.193	1.193
Height.0	(m)	1.789	1.789
Volume.0	(m3)	2.000 *	2.000 *
Liquid Volume Percent	(%)	50.00	50.00
Level Calculator		Horizontal cylinder	Horizontal cylinder
Fraction Calculator		Use levels and nozzles	Use levels and nozzles
Vessel Delta P	(kPa)	0.0000	0.0000
Fixed Vessel P Spec	(atm)	1.000	1.000
Fixed P Spec Active		Not Active	Not Active

Other Equipment in Column Flowsheet

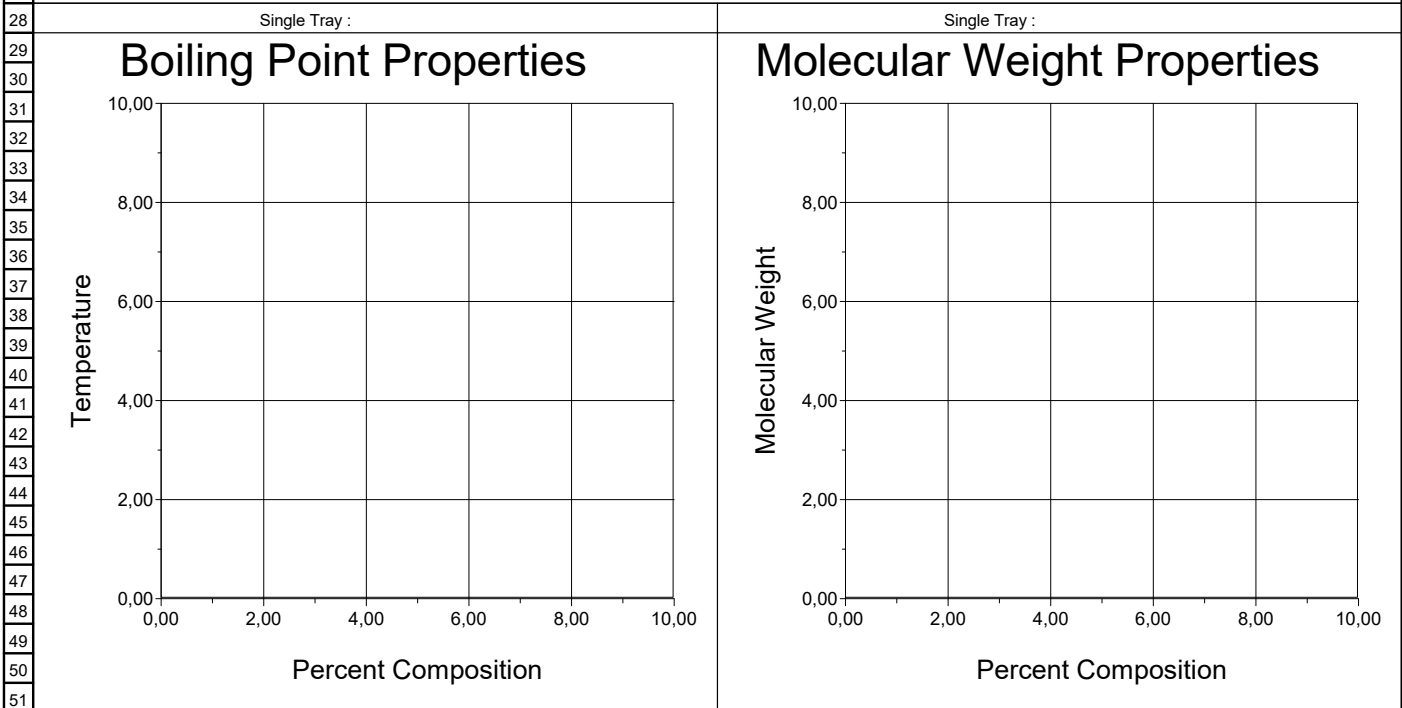
Holdup Details

	Pressure (atm)	Volume (m3)	Bulk Liquid Volume (m3)
40 Condenser	0.0000	0.0000 *	0.0000
41 1_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
42 2_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
43 3_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
44 4_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
45 5_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
46 6_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
47 7_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
48 8_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
49 9_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
50 10_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
51 11_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
52 12_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
53 13_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
54 14_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
55 15_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
56 16_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
57 17_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
58 18_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
59 19_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
60 20_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
61 21_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
62 22_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
63 23_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
64 24_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
65 25_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
66 26_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
67 27_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
68 28_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000

Distillation: D-302 (continued)


	Pressure (atm)	Volume (m3)	Bulk Liquid Volume (m3)
29_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
30_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
31_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
32_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
33_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
34_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
35_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
36_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
37_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
38_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
39_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
40_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
41_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
42_Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
Reboiler	0.0000	0.0000 *	0.0000

COLUMN REFINERY ASSAY PLOTS



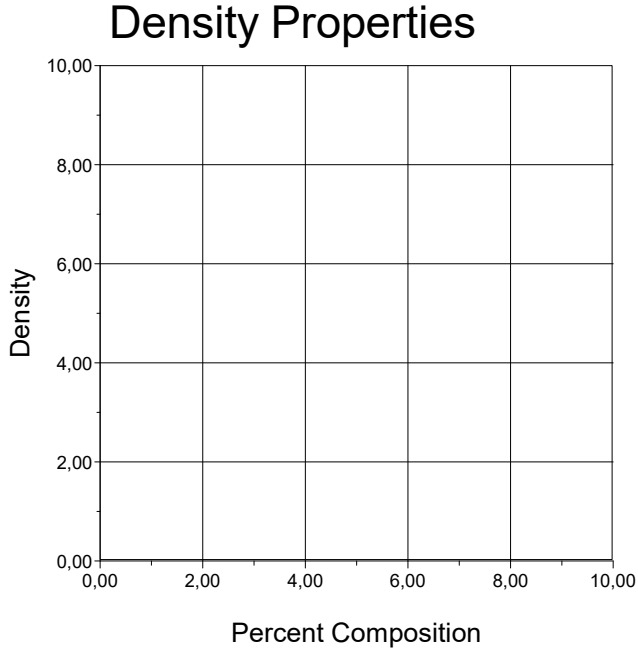
Single Tray :

53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Distillation: D-302 (continued)


COLUMN REFINERY ASSAY PLOTS



COLUMN REFINERY ASSAY TABLES

Boiling Point Assay

38	Single Tray :	Assay Basis : Molar
39	Assay Percent	
40		
41	0.0 %	
42	1.0 %	
43	2.0 %	
44	3.5 %	
45	5.0 %	
46	7.5 %	
47	10.0 %	
48	12.5 %	
49	15.0 %	
50	17.5 %	
51	20.0 %	
52	25.0 %	
53	30.0 %	
54	35.0 %	
55	40.0 %	
56	45.0 %	
57	50.0 %	
58	55.0 %	
59	60.0 %	
60	65.0 %	
61	70.0 %	
62	75.0 %	
63	80.0 %	
64	85.0 %	
65	90.0 %	
66	92.5 %	
67	95.0 %	
68	96.5 %	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Distillation: D-302 (continued)

COLUMN REFINERY ASSAY TABLES

Boiling Point Assay


13	Assay Percent			
14				
15	98.0 %			
16	99.0 %			
17	100.0 %			

Molecular Weight Assay

18	Single Tray :		Assay Basis : Molar	
19				
20	Assay Percent			
21				
22	0.0 %			
23	1.0 %			
24	2.0 %			
25	3.5 %			
26	5.0 %			
27	7.5 %			
28	10.0 %			
29	12.5 %			
30	15.0 %			
31	17.5 %			
32	20.0 %			
33	25.0 %			
34	30.0 %			
35	35.0 %			
36	40.0 %			
37	45.0 %			
38	50.0 %			
39	55.0 %			
40	60.0 %			
41	65.0 %			
42	70.0 %			
43	75.0 %			
44	80.0 %			
45	85.0 %			
46	90.0 %			
47	92.5 %			
48	95.0 %			
49	96.5 %			
50	98.0 %			
51	99.0 %			
52	100.0 %			

Density Assay

54	Single Tray :		Assay Basis : Molar	
55				
56	Assay Percent			
57				
58	0.0 %			
59	1.0 %			
60	2.0 %			
61	3.5 %			
62	5.0 %			
63	7.5 %			
64	10.0 %			
65	12.5 %			
66	15.0 %			
67	17.5 %			

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Distillation: D-302 (continued)

COLUMN REFINERY ASSAY TABLES

Density Assay

13	Assay Percent			
14				
15	20.0 %			
16	25.0 %			
17	30.0 %			
18	35.0 %			
19	40.0 %			
20	45.0 %			
21	50.0 %			
22	55.0 %			
23	60.0 %			
24	65.0 %			
25	70.0 %			
26	75.0 %			
27	80.0 %			
28	85.0 %			
29	90.0 %			
30	92.5 %			
31	95.0 %			
32	96.5 %			
33	98.0 %			
34	99.0 %			
35	100.0 %			

User Properties

38	Assay Percent			
39				
40	0.0 %			
41	1.0 %			
42	2.0 %			
43	3.5 %			
44	5.0 %			
45	7.5 %			
46	10.0 %			
47	12.5 %			
48	15.0 %			
49	17.5 %			
50	20.0 %			
51	25.0 %			
52	30.0 %			
53	35.0 %			
54	40.0 %			
55	45.0 %			
56	50.0 %			
57	55.0 %			
58	60.0 %			
59	65.0 %			
60	70.0 %			
61	75.0 %			
62	80.0 %			
63	85.0 %			
64	90.0 %			
65	92.5 %			
66	95.0 %			
67	96.5 %			
68	98.0 %			



Company Name Not Available
Bedford, MA
USA

Case Name: Paraxylene fix.hsc
Unit Set: NewUser3b
Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023

Distillation: D-302 (continued)

COLUMN REFINERY ASSAY TABLES

User Properties

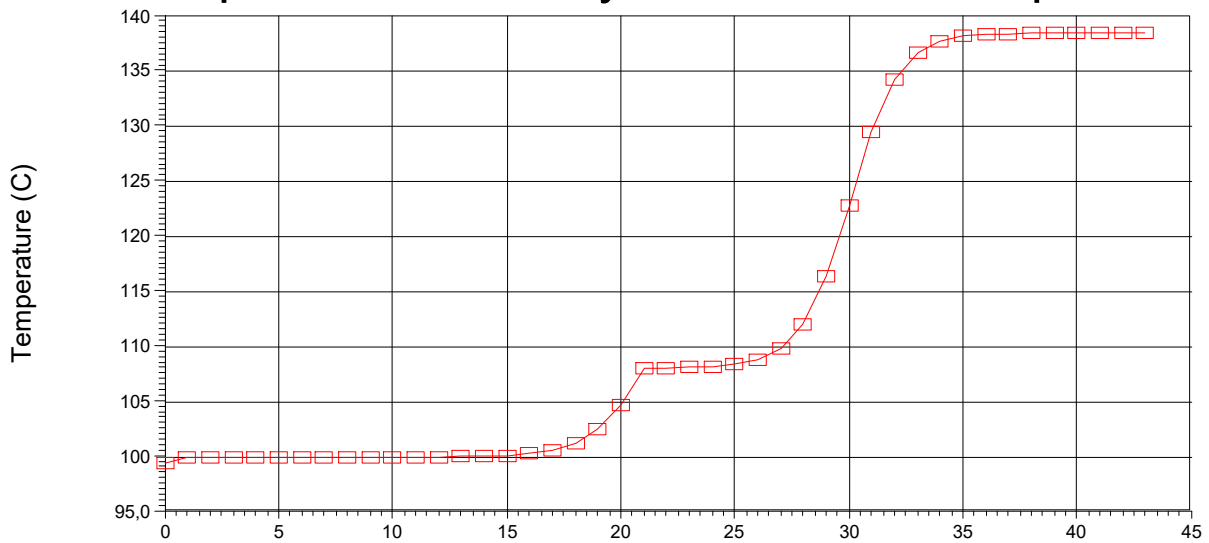
Assay Percent

99.0 %

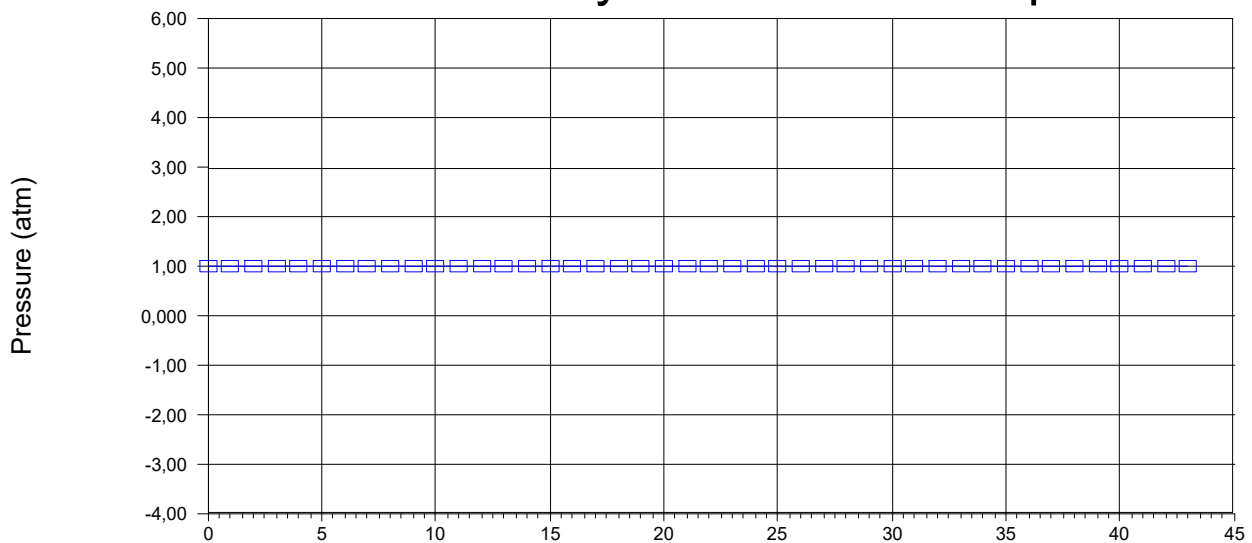
100.0 %

TRAY by TRAY PROPERTIES PLOTS

Temperature vs. Tray Position from Top



Pressure vs. Tray Position from Top





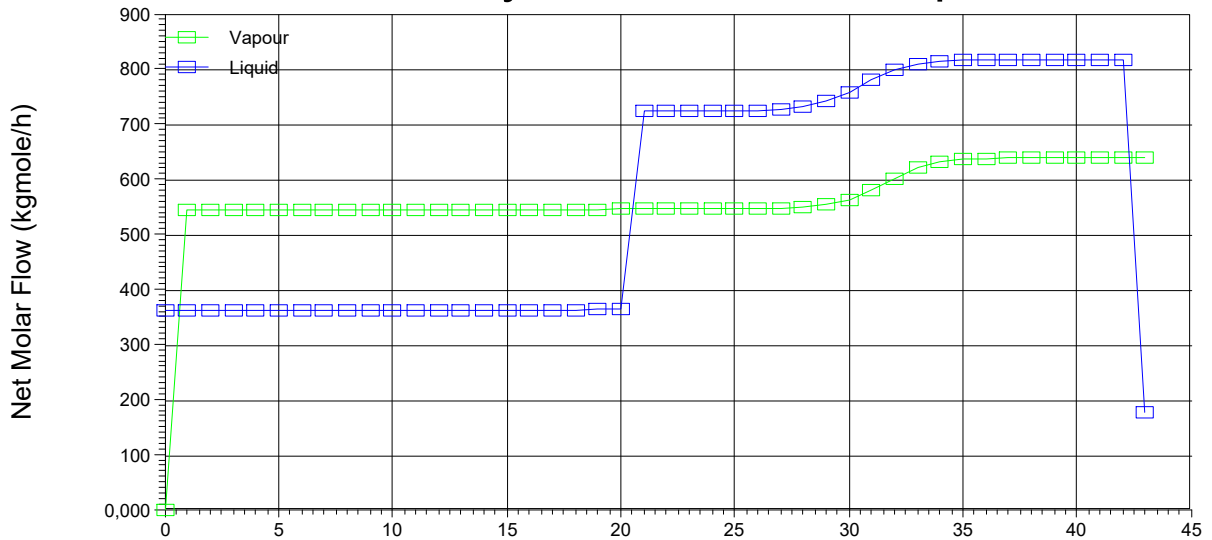
Company Name Not Available
Bedford, MA
USA

Case Name: Paraxylene fix.hsc
Unit Set: NewUser3b
Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023

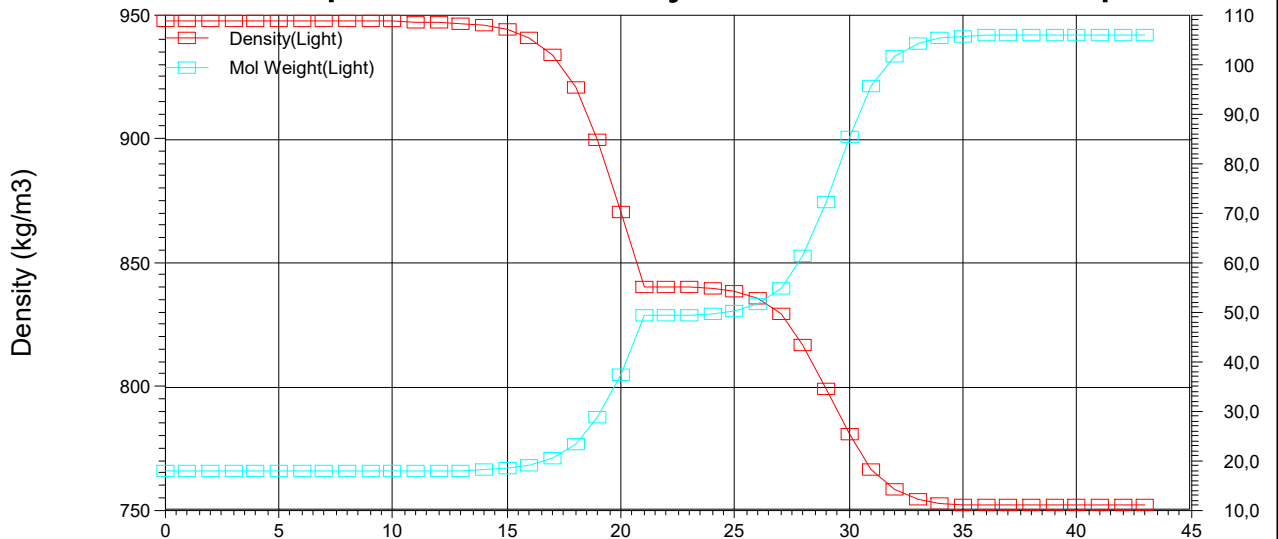
Distillation: D-302 (continued)

TRAY by TRAY PROPERTIES PLOTS

Flow vs. Tray Position from Top



Column Properties vs. Tray Position from Top





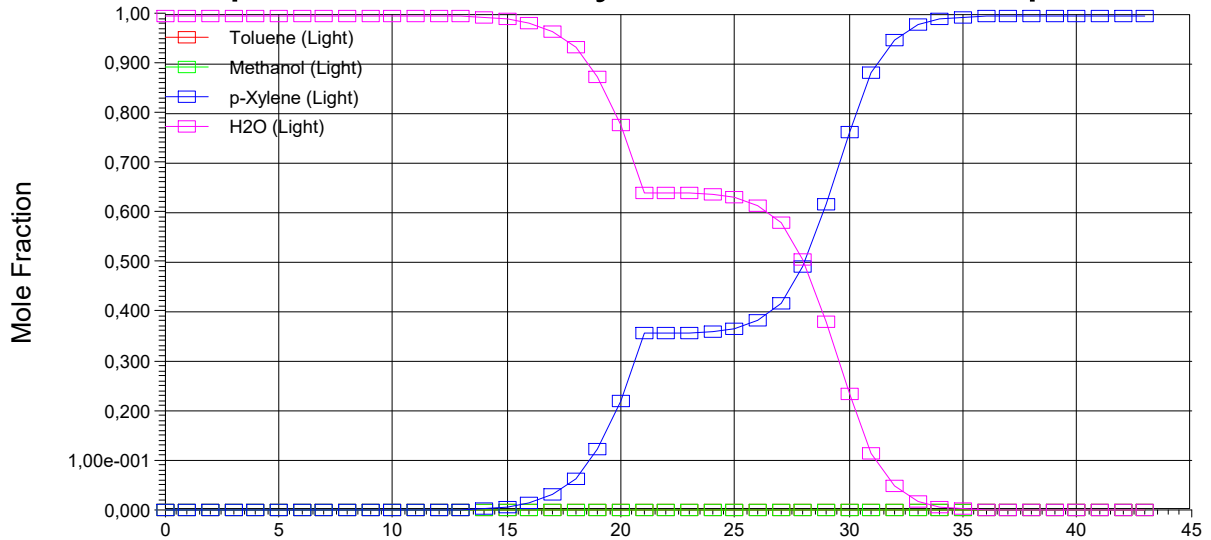
Company Name Not Available
Bedford, MA
USA

Case Name: Paraxylene fix.hsc
Unit Set: NewUser3b
Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023

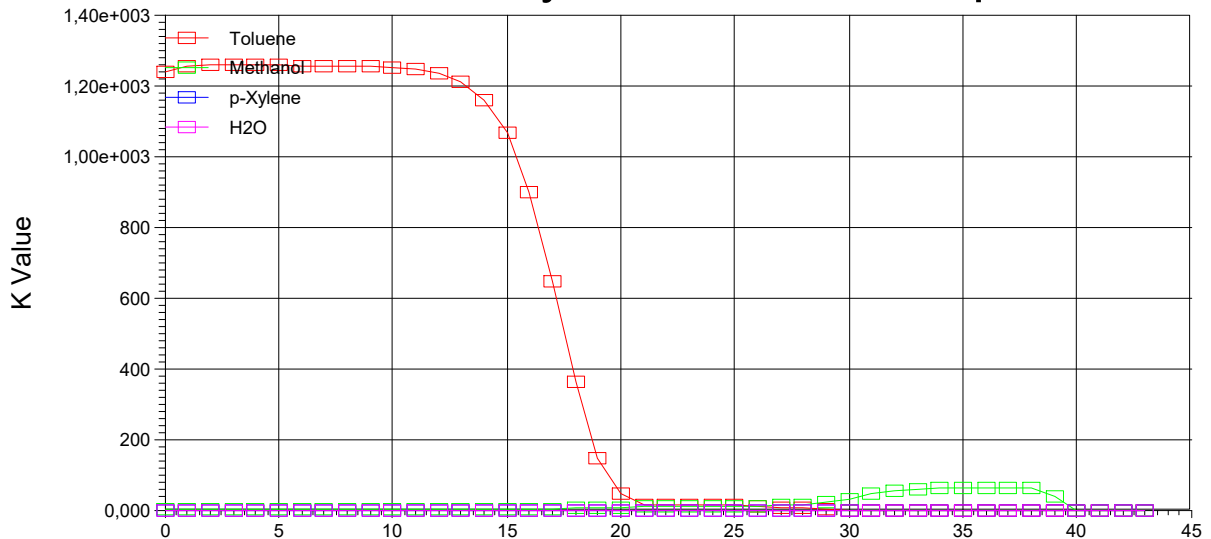
Distillation: D-302 (continued)

TRAY by TRAY PROPERTIES PLOTS

Composition vs. Tray Position from Top



K-Value vs. Tray Position from Top





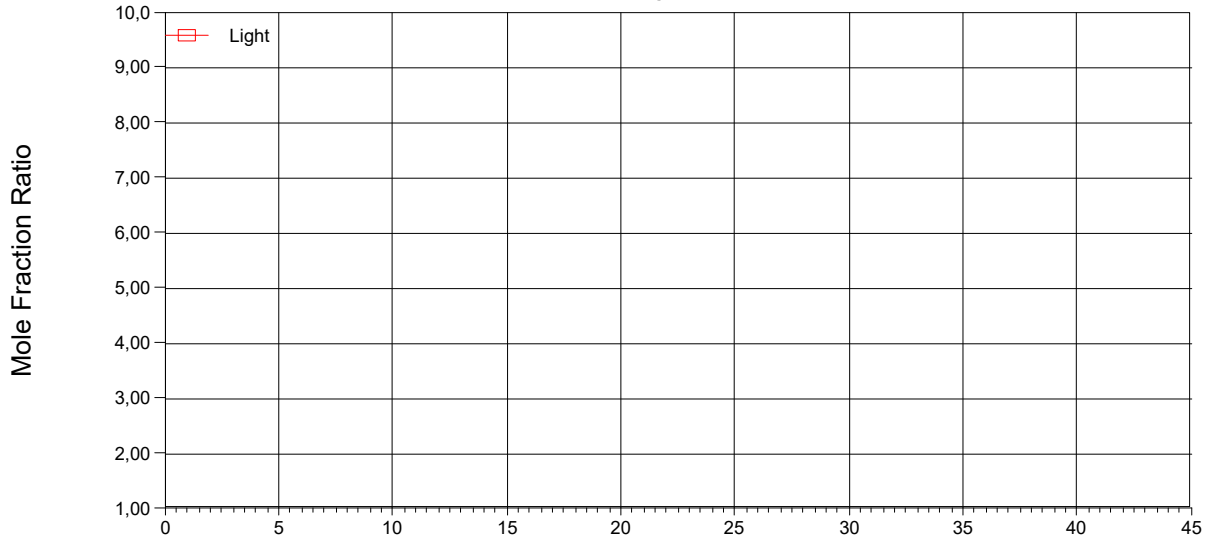
Company Name Not Available
Bedford, MA
USA

Case Name: Paraxylene fix.hsc
Unit Set: NewUser3b
Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023

Distillation: D-302 (continued)

TRAY by TRAY PROPERTIES PLOTS


Component Ratio vs. Tray Position from Top



TRAY by TRAY PROPERTIES TABLES

Column Temperature / Pressure Profile

Column Stage	Temperature (C)	Pressure (atm)
Condenser	99.49	1.000
1__Main Tower	99.98	1.000
2__Main Tower	99.99	1.000
3__Main Tower	99.99	1.000
4__Main Tower	99.99	1.000
5__Main Tower	99.99	1.000
6__Main Tower	99.99	1.000
7__Main Tower	99.99	1.000
8__Main Tower	99.99	1.000
9__Main Tower	99.99	1.000
10__Main Tower	99.99	1.000
11__Main Tower	100.0	1.000
12__Main Tower	100.0	1.000
13__Main Tower	100.0	1.000
14__Main Tower	100.1	1.000
15__Main Tower	100.1	1.000
16__Main Tower	100.3	1.000
17__Main Tower	100.6	1.000
18__Main Tower	101.2	1.000
19__Main Tower	102.5	1.000
20__Main Tower	104.7	1.000
21__Main Tower	108.1	1.000
22__Main Tower	108.1	1.000
23__Main Tower	108.1	1.000
24__Main Tower	108.2	1.000
25__Main Tower	108.4	1.000
26__Main Tower	108.8	1.000
27__Main Tower	109.8	1.000
28__Main Tower	112.1	1.000

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Distillation: D-302 (continued)

TRAY by TRAY PROPERTIES TABLES


Column Temperature / Pressure Profile

Column Stage	Temperature (C)	Pressure (atm)
29_Main Tower	116.4	1.000
30_Main Tower	122.9	1.000
31_Main Tower	129.5	1.000
32_Main Tower	134.3	1.000
33_Main Tower	136.7	1.000
34_Main Tower	137.8	1.000
35_Main Tower	138.2	1.000
36_Main Tower	138.4	1.000
37_Main Tower	138.4	1.000
38_Main Tower	138.5	1.000
39_Main Tower	138.5	1.000
40_Main Tower	138.5	1.000
41_Main Tower	138.5	1.000
42_Main Tower	138.5	1.000
Reboiler	138.5	1.000

Column Flow Profile

Options Selected

Molar flow is selected			Net is selected as flow basis		
Tray Number	Vapour (kgmole/h)	Bulk Liquid (kgmole/h)			
Condenser	1.160e-006	364.3			
1_Main Tower	546.4	364.3			
2_Main Tower	546.5	364.3			
3_Main Tower	546.5	364.3			
4_Main Tower	546.5	364.3			
5_Main Tower	546.5	364.3			
6_Main Tower	546.5	364.3			
7_Main Tower	546.5	364.3			
8_Main Tower	546.5	364.3			
9_Main Tower	546.5	364.3			
10_Main Tower	546.5	364.3			
11_Main Tower	546.5	364.3			
12_Main Tower	546.5	364.3			
13_Main Tower	546.5	364.3			
14_Main Tower	546.5	364.4			
15_Main Tower	546.5	364.4			
16_Main Tower	546.6	364.5			
17_Main Tower	546.7	364.7			
18_Main Tower	546.9	365.1			
19_Main Tower	547.3	365.9			
20_Main Tower	548.0	367.4			
21_Main Tower	549.5	726.2			
22_Main Tower	547.8	726.2			
23_Main Tower	547.9	726.3			
24_Main Tower	547.9	726.4			
25_Main Tower	548.0	726.8			
26_Main Tower	548.4	727.6			
27_Main Tower	549.2	729.7			
28_Main Tower	551.4	734.6			
29_Main Tower	556.2	744.0			
30_Main Tower	565.6	760.5			
31_Main Tower	582.2	782.2			
32_Main Tower	603.8	800.9			

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Distillation: D-302 (continued)

TRAY by TRAY PROPERTIES TABLES


Tray Number	Vapour (kgmole/h)	Bulk Liquid (kgmole/h)			
13	33_Main Tower	622.5	811.7		
14	34_Main Tower	633.3	816.5		
15	35_Main Tower	638.1	818.4		
16	36_Main Tower	640.1	819.2		
17	37_Main Tower	640.8	819.4		
18	38_Main Tower	641.0	819.5		
19	39_Main Tower	641.1	819.5		
20	40_Main Tower	641.1	819.5		
21	41_Main Tower	641.1	819.5		
22	42_Main Tower	641.1	819.5		
23	Reboiler	641.1	178.4		

Column Properties Profile

Options Selected

Mass basis is selected

Stage	Surf Tens (dyne/cm)	Mol Wt L-Liq	Dens L-Liq (kg/m3)	Visc L-Liq (cP)	Therm Con L-Liq (W/m-K)	Heat Cap L-Liq (kJ/kg-C)	
31	Condenser	58.7	18.0	948	0.280	0.680	4.20
32	1_Main Tower	58.6	18.0	948	0.279	0.681	4.20
33	2_Main Tower	58.6	18.0	948	0.279	0.681	4.20
34	3_Main Tower	58.6	18.0	948	0.279	0.681	4.20
35	4_Main Tower	58.6	18.0	948	0.279	0.681	4.20
36	5_Main Tower	58.6	18.0	948	0.279	0.681	4.20
37	6_Main Tower	58.6	18.0	948	0.279	0.681	4.20
38	7_Main Tower	58.6	18.0	948	0.279	0.681	4.20
39	8_Main Tower	58.6	18.0	948	0.279	0.681	4.20
40	9_Main Tower	58.6	18.0	948	0.279	0.681	4.20
41	10_Main Tower	58.6	18.0	948	0.279	0.681	4.20
42	11_Main Tower	58.6	18.1	948	0.279	0.681	4.19
43	12_Main Tower	58.6	18.1	948	0.279	0.681	4.19
44	13_Main Tower	58.5	18.2	947	0.276	0.681	4.18
45	14_Main Tower	58.5	18.3	946	0.277	0.680	4.15
46	15_Main Tower	58.3	18.7	945	0.280	0.676	4.11
47	16_Main Tower	58.0	19.4	941	0.286	0.669	4.01
48	17_Main Tower	57.3	20.8	934	0.295	0.655	3.84
49	18_Main Tower	55.9	23.7	921	0.309	0.628	3.56
50	19_Main Tower	53.4	28.9	900	0.322	0.579	3.20
51	20_Main Tower	49.3	37.6	871	0.325	0.503	2.82
52	21_Main Tower	43.6	49.5	841	0.314	0.410	2.52
53	22_Main Tower	43.6	49.6	841	0.314	0.410	2.52
54	23_Main Tower	43.6	49.7	840	0.314	0.409	2.52
55	24_Main Tower	43.4	49.9	840	0.314	0.407	2.52
56	25_Main Tower	43.2	50.5	839	0.313	0.403	2.51
57	26_Main Tower	42.5	51.9	836	0.311	0.393	2.48
58	27_Main Tower	41.0	55.0	829	0.307	0.371	2.43
59	28_Main Tower	37.9	61.5	817	0.297	0.328	2.35
60	29_Main Tower	32.7	72.4	800	0.279	0.263	2.25
61	30_Main Tower	26.5	85.5	781	0.256	0.196	2.17
62	31_Main Tower	21.5	95.9	767	0.236	0.151	2.14
63	32_Main Tower	18.6	102	759	0.223	0.128	2.13
64	33_Main Tower	17.3	104	755	0.218	0.118	2.13
65	34_Main Tower	16.8	105	753	0.215	0.114	2.13
66	35_Main Tower	16.6	106	753	0.214	0.113	2.13
67	36_Main Tower	16.5	106	752	0.214	0.112	2.13
68	37_Main Tower	16.5	106	752	0.214	0.112	2.13

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Distillation: D-302 (continued)

TRAY by TRAY PROPERTIES TABLES

Stage	Surf Tens (dyne/cm)	Mol Wt L-Liq	Dens L-Liq (kg/m3)	Visc L-Liq (cP)	Therm Con L-Liq (W/m-K)	Heat Cap L-Liq (kJ/kg-C)
38_Main Tower	16.5	106	752	0.214	0.112	2.13
39_Main Tower	16.5	106	752	0.214	0.112	2.13
40_Main Tower	16.4	106	752	0.214	0.112	2.13
41_Main Tower	16.4	106	752	0.214	0.112	2.13
42_Main Tower	16.4	106	752	0.214	0.112	2.13
Reboiler	16.4	106	752	0.214	0.112	2.13


Column Composition Profile

Options Selected

Fraction is selected as the composition basis Net is selected as flow basis

Molar basis is selected

Stage	Toluene L-Liq	Methanol L-Liq	p-Xylene L-Liq	H2O L-Liq
Condenser	0.0000	0.0008	0.0000	0.9992
1_Main Tower	0.0000	0.0001	0.0000	0.9999
2_Main Tower	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
3_Main Tower	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
4_Main Tower	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
5_Main Tower	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
6_Main Tower	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
7_Main Tower	0.0000	0.0000	0.0000	0.9999
8_Main Tower	0.0000	0.0000	0.0000	0.9999
9_Main Tower	0.0000	0.0000	0.0001	0.9999
10_Main Tower	0.0000	0.0000	0.0002	0.9998
11_Main Tower	0.0000	0.0000	0.0004	0.9996
12_Main Tower	0.0000	0.0000	0.0008	0.9991
13_Main Tower	0.0000	0.0000	0.0017	0.9982
14_Main Tower	0.0000	0.0000	0.0036	0.9964
15_Main Tower	0.0000	0.0000	0.0075	0.9925
16_Main Tower	0.0000	0.0000	0.0155	0.9844
17_Main Tower	0.0000	0.0000	0.0318	0.9681
18_Main Tower	0.0000	0.0000	0.0640	0.9360
19_Main Tower	0.0000	0.0000	0.1234	0.8766
20_Main Tower	0.0000	0.0000	0.2218	0.7782
21_Main Tower	0.0000	0.0000	0.3577	0.6423
22_Main Tower	0.0000	0.0000	0.3581	0.6419
23_Main Tower	0.0000	0.0000	0.3592	0.6408
24_Main Tower	0.0000	0.0000	0.3619	0.6381
25_Main Tower	0.0000	0.0000	0.3684	0.6316
26_Main Tower	0.0000	0.0000	0.3840	0.6160
27_Main Tower	0.0000	0.0000	0.4197	0.5803
28_Main Tower	0.0000	0.0000	0.4935	0.5065
29_Main Tower	0.0000	0.0000	0.6172	0.3828
30_Main Tower	0.0000	0.0000	0.7651	0.2349
31_Main Tower	0.0000	0.0000	0.8833	0.1167
32_Main Tower	0.0000	0.0000	0.9500	0.0500
33_Main Tower	0.0000	0.0000	0.9802	0.0198
34_Main Tower	0.0000	0.0000	0.9924	0.0076
35_Main Tower	0.0000	0.0000	0.9971	0.0029
36_Main Tower	0.0000	0.0000	0.9989	0.0011
37_Main Tower	0.0000	0.0000	0.9996	0.0004
38_Main Tower	0.0000	0.0000	0.9998	0.0002
39_Main Tower	0.0000	0.0000	0.9999	0.0001

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Distillation: D-302 (continued)

TRAY by TRAY PROPERTIES TABLES

Stage	Toluene L-Liq	Methanol L-Liq	p-Xylene L-Liq	H2O L-Liq
40__Main Tower	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
41__Main Tower	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
42__Main Tower	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
Reboiler	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000

Heavy/Light Key Component Ratios


Options Selected

Molar basis is selected

Key Components

Light Key	Chosen	Heavy Key	Chosen
Toluene	On	Toluene	Off
Methanol	On	Methanol	Off
p-Xylene	On	p-Xylene	Off
H2O	On	H2O	Off

Stage	Light Liq				
31	Condenser	---			
32	1__Main Tower	---			
33	2__Main Tower	---			
34	3__Main Tower	---			
35	4__Main Tower	---			
36	5__Main Tower	---			
37	6__Main Tower	---			
38	7__Main Tower	---			
39	8__Main Tower	---			
40	9__Main Tower	---			
41	10__Main Tower	---			
42	11__Main Tower	---			
43	12__Main Tower	---			
44	13__Main Tower	---			
45	14__Main Tower	---			
46	15__Main Tower	---			
47	16__Main Tower	---			
48	17__Main Tower	---			
49	18__Main Tower	---			
50	19__Main Tower	---			
51	20__Main Tower	---			
52	21__Main Tower	---			
53	22__Main Tower	---			
54	23__Main Tower	---			
55	24__Main Tower	---			
56	25__Main Tower	---			
57	26__Main Tower	---			
58	27__Main Tower	---			
59	28__Main Tower	---			
60	29__Main Tower	---			
61	30__Main Tower	---			
62	31__Main Tower	---			
63	32__Main Tower	---			
64	33__Main Tower	---			
65	34__Main Tower	---			
66	35__Main Tower	---			
67	36__Main Tower	---			
68	37__Main Tower	---			

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Distillation: D-302 (continued)


TRAY by TRAY PROPERTIES TABLES

Heavy/Light Key Component Ratios

13	Stage	Light Liq				
14	38__Main Tower	---				
15	39__Main Tower	---				
16	40__Main Tower	---				
17	41__Main Tower	---				
18	42__Main Tower	---				
19	Reboiler	---				

Column K-Values Profile

22	Tray Number	Toluene	Methanol	p-Xylene	H2O	
23	Condenser	1241	7.310	0.3133	0.9820	
24	1__Main Tower	1259	7.427	0.3182	0.9993	
25	2__Main Tower	1260	7.431	0.3183	0.9997	
26	3__Main Tower	1260	7.431	0.3184	0.9997	
27	4__Main Tower	1260	7.431	0.3184	0.9997	
28	5__Main Tower	1260	7.431	0.3184	0.9997	
29	6__Main Tower	1260	7.431	0.3184	0.9998	
30	7__Main Tower	1260	7.431	0.3184	0.9998	
31	8__Main Tower	1259	7.431	0.3184	0.9998	
32	9__Main Tower	1258	7.432	0.3184	0.9998	
33	10__Main Tower	1255	7.433	0.3184	0.9999	
34	11__Main Tower	1249	7.436	0.3184	1.000	
35	12__Main Tower	1237	7.442	0.3185	1.000	
36	13__Main Tower	1213	7.454	0.3187	1.001	
37	14__Main Tower	1163	7.480	0.3191	1.002	
38	15__Main Tower	1069	7.533	0.3199	1.005	
39	16__Main Tower	901.3	7.644	0.3215	1.010	
40	17__Main Tower	650.0	7.876	0.3250	1.022	
41	18__Main Tower	365.1	8.356	0.3319	1.045	
42	19__Main Tower	150.9	9.332	0.3457	1.092	
43	20__Main Tower	50.22	11.24	0.3715	1.179	
44	21__Main Tower	17.32	14.67	0.4146	1.326	
45	22__Main Tower	17.27	14.68	0.4148	1.326	
46	23__Main Tower	17.15	14.71	0.4152	1.328	
47	24__Main Tower	16.86	14.79	0.4161	1.331	
48	25__Main Tower	16.18	14.99	0.4185	1.339	
49	26__Main Tower	14.69	15.46	0.4243	1.359	
50	27__Main Tower	11.93	16.63	0.4381	1.406	
51	28__Main Tower	8.165	19.37	0.4700	1.516	
52	29__Main Tower	4.892	25.28	0.5365	1.747	
53	30__Main Tower	3.091	35.65	0.6489	2.143	
54	31__Main Tower	2.369	48.29	0.7847	2.629	
55	32__Main Tower	2.119	58.32	0.8935	3.024	
56	33__Main Tower	2.036	63.87	0.9546	3.248	
57	34__Main Tower	2.008	66.35	0.9821	3.349	
58	35__Main Tower	1.998	67.35	0.9931	3.390	
59	36__Main Tower	1.994	67.73	0.9974	3.405	
60	37__Main Tower	1.992	67.88	0.9990	3.411	
61	38__Main Tower	1.992	67.93	0.9996	3.414	
62	39__Main Tower	1.992	41.69	0.9999	3.414	
63	40__Main Tower	1.992	1.000	0.9999	3.415	
64	41__Main Tower	1.992	1.000	1.000	3.415	
65	42__Main Tower	1.992	1.000	1.000	3.415	
66	Reboiler	1.992	1.000	1.000	3.415	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Distillation: D-302 (continued)

NOTES

Expander: K-302

CONNECTIONS

Inlet Stream

STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
26	Cooler C-304

Outlet Stream

STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
27	Cooler E-100

Energy Stream

STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
Q-310	

PARAMETERS

Duty:	9.6320e+02 kW	Speed:	---		
Adiabatic Eff.:	75.00	PolyTropic Eff.:	68.31		
Adiabatic Head:	2.615e+005 m	Polytropic Head:	2.871e+005 m		
Adiabatic Fluid Head:	2565 kJ/kg	Polytropic Fluid Head:	2816 kJ/kg		
Polytropic Exp.	1.331	Isentropic Exp.	1.601	Poly Head Factor	2.195

User Variables

RATING

Curves

Expander Speed:	---	Efficiency:	Adiabatic	Curves Enabled:	Yes
Curve Name		Activate			
Speed:					
Flow	Head	Efficiency (%)			

Flow Limits

Surge Curve: Inactive							
Speed	Flow	Speed	Flow	Speed	Flow		
Stone Wall Curve: Inactive							
Speed	Flow	Speed	Flow	Speed	Flow		
Surge Flow Rate	---	Field Flow Rate	1721 ACT m3/h	Stone Wall Flow	---	Expander Volume	0.0000 m3

Nozzle Paramaters


Base Elevation Relative to Ground Level				0.0000 m *
		26	27	
Diameter (m)		5.000e-002	5.000e-002	
Elevation (Base) (m)		0.0000	0.0000	
Elevation (Ground) (m)		0.0000	0.0000	

Inertia

Rotational inertia (kg-m2)	6.000	Radius of gyration (m)	0.2000	Mass (kg)	150.0	Friction loss factor (kg-m2)	1.000e-003
----------------------------	-------	------------------------	--------	-----------	-------	------------------------------	------------

CONDITIONS

Name	26	27	Q-310
------	----	----	-------

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			


Expander: K-302 (continued)

CONDITIONS

11	Vapour		1.0000	1.0000	---
12	Temperature (C)		1824.2799	1131.9204	---
13	Pressure (atm)		10.0000	2.0000 *	---
14	Molar Flow (kgmole/h)		100.0000	100.0000	---
15	Mass Flow (kg/h)		1802.6997	1802.6997	---
16	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)		1.8070	1.8070	---
17	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)		-1.624e+005	-1.971e+005	---
18	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)		169.3	178.7	---
19	Heat Flow (kJ/h)		-1.6244e+07	-1.9712e+07	3.4675e+06

PROPERTIES

22	Name	26	27		
23	Molecular Weight	18.03	18.03		
24	Molar Density (kgmole/m3)	5.810e-002	1.735e-002		
25	Mass Density (kg/m3)	1.047	0.3127		
26	Act. Volume Flow (m3/h)	1721	5765		
27	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-9011	-1.093e+004		
28	Mass Entropy (kJ/kg-C)	9.392	9.911		
29	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	54.05	46.19		
30	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.998	2.562		
31	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	545.4	545.4		
32	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.159e+004	4.159e+004		
33	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2307	2307		
34	CO2 Loading	---	---		
35	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	---	---		
36	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---		
37	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	30.26	30.26		
38	Phase Fraction [Vol. Basis]	1.000	1.000		
39	Phase Fraction [Mass Basis]	1.000	1.000		
40	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1.000	1.000		
41	Mass Exergy (kJ/kg)	4101	2023		
42	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	0.0000		
43	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000		
44	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	1721	5765		
45	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	55.34	55.34		
46	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	54.05	46.19		
47	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	2364	2364		
48	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	997.6	997.6		
49	Act. Liq. Flow (m3/s)	---	---		
50	Z Factor	1.000	1.000		
51	Watson K	10.60	10.60		
52	User Property	---	---		
53	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	0.0000		
54	Cp/(Cp - R)	1.182	1.219		
55	Cp/Cv	1.182	1.220		
56	Ideal Gas Cp/Cv	1.147	1.224		
57	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	64.74	45.49		
58	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	3.591	2.523		
59	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.628e+004	3.965e+004		
60	Kinematic Viscosity (cSt)	52.66	132.4		
61	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	1014	1014		
62	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	1.777	1.777		
63	Liquid Fraction	0.0000	0.0000		
64	Molar Volume (m3/kgmole)	17.21	57.65		
65	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2012	2199		
66	Phase Fraction [Molar Basis]	1.0000	1.0000		
67	Surface Tension (dyne/cm)	---	---		
68	Thermal Conductivity (W/m-K)	-6.089e-002	9.633e-002		

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Expander: K-302 (continued)

PROPERTIES

Name	26	27		
Bubble Point Pressure (atm)	---	---		
Viscosity (cP)	5.516e-002	4.140e-002		
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	45.74	37.88		
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.537	2.101		
Cv (kJ/kgmole-C)	45.74	37.88		
Mass Cv (kJ/kg-C)	2.537	2.101		
Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---		
Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---		
Cp/Cv (Ent. Method)	---	---		
Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3201	0.3201		
True VP at 37.8 C (atm)	6.853e-002	6.853e-002		
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	1.777	1.777		
Viscosity Index	---	---		

DYNAMICS

Dynamic Specifications

Duty (kJ/h)	3.468e+006	Active	Head (m)	2.871e+005	Not Active
Adiabatic Efficiency	75	Not Active	Fluid Head (kJ/kg)	2816	Not Active
Polytropic Efficiency	68	Active	Capacity (ACT_m3/h)	1721	Not Active
Pressure Increase (kPa)	810.6	Not Active	Speed (rpm)	---	Not Active
			Use Characteristic Curves		Not Active

Holdup Details

Phase	Accumulation (kgmole/h)	Moles (kgmole)	Volume (m3)
Vapour	0.0000	0.0000	0.0000
Liquid	0.0000	0.0000	0.0000
Aqueous	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0000	0.0000	0.0000

NOTES

Heat Exchanger: HE-101


CONNECTIONS

Tube Side				Shell Side			
Inlet		Outlet		Inlet		Outlet	
Name	9	Name	10	Name	6	Name	7
From Op.	R-201	To Op.	C-201	From Op.	M-101	To Op.	H-101
Op. Type	Conversion Reactor	Op. Type	Cooler	Op. Type	Mixer	Op. Type	Heater
Temp	450.00 C	Temp	144.78 C	Temp	25.07 C	Temp	250.00 C *

PARAMETERS

Heat Exchanger Model:	Simple End Point		
Tube Side DeltaP:	0.0000 kPa *	Shell Side DeltaP:	0.0000 kPa *
UA:	1.402e+005 kJ/C-h	Tolerance:	1.0000e-04
	Passes:	---	
Tube Side Data		Shell Side Data	
Heat Transfer Coeff	---	Heat Transfer Coeff	---
Tube Pressure Drop	0.00 kPa *	Shell Pressure Drop	0.00 kPa *
Fouling	0.00000 C-h-m2/kJ	Fouling	0.00000 C-h-m2/kJ
Tube Length	6.00 m	Shell Passes	2
Tube O.D.	20.00 mm	Shell Series	1

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Paraxylene fix.hsc	
2			Unit Set: NewUser3b	
3			Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023	
4				
5				
6	Heat Exchanger: HE-101 (continued)			
7				
8				
9	Heat Exchanger Model:		Simple End Point	
10				
11	Tube Thickness	2.0000 mm	Shell Parallel	1
12	Tube Pitch	50.0000 mm	Baffle Type	Single
13	Orientation	Horizontal	Baffle Cut(%Area)	20.00
14	Passes Per Shell	2	Baffle Orientation	Horizontal
15	Tubes Per Shell	160 *	Spacing	800.0000 mm
16	Layout Angle	Triangular (30 degrees)	Diameter	739.0488 mm
17	TEMA Type	A F L	Area	60.32 m2
18	SPECS			
19				
20		Spec Value	Curr Value	Rel Error
21	E-100 Heat Balance	0.0000 kJ/h	-1.310e-008 kJ/h	-5.973e-016
22	E-100 UA	---	1.402e+005 kJ/C-h	---
23	Detailed Specifications			
24				
25	E-100 Heat Balance			
26	Type: Duty	Pass: Error	Spec Value: 0.0000 kJ/h	
27	E-100 UA			
28	Type: UA	Pass: Overall	Spec Value: ---	
29	User Variables			
30				
31	RATING			
32				
33	Sizing			
34				
35	Overall Data			
36	Configuration			
37	# of Shells in Series	1	Tube Passes per Shell	2
38	# of Shells in Parallel	1	Exchange Orientation	Horizontal
39	TEMA Type:	A	F	L
40	Calculated Information			
41	Shell HT Coeff	---	Tube HT Coeff	---
42	Overall U	2324 kJ/h-m2-C	Overall UA	1.402e+005 kJ/C-h
43	Shell DP	0.0000 kPa *	Tube DP	0.0000 kPa *
44	Shell Vol per Shell	2.272 m3	Tube Vol per Shell	0.1930 m3
45	HT Area per Shell	60.32 m2		
46	Shell Data			
47	Shell and Tube Bundle			
48	Shell Diameter (mm)	739.0	Tube Pitch (mm)	50.00
49	# of Tubes per Shell	160 *	Tube Layout Angle	Triangular (30 degrees)
50				
51	Shell Baffles			
52	Shell Baffle Type	Single	Shell Baffle Orientation	Horizontal
53	Baffle Cut (%Area)	20.00	Baffle Spacing	800.0 mm
54	Tube Data			
55	Dimensions			
56	OD (mm)	20.00	ID (mm)	16.00
57	Tube Thickness (mm)	2.000	Tube Length (m)	6.000
58	Tube Properties			
59	Tube Fouling (C-h-m2/kJ)	0.0000	Thermal Cond. (W/m-K)	45.00
60	Wall Cp (kJ/kg-C)	---	Wall Density (kg/m3)	---
61	Nozzle Parameters			
62				
63	Base Elevation Relative to Ground Level	0.0000 m		
64		9	6	10
65	Diameter (m)	5.000e-002	5.000e-002	5.000e-002
66	Elevation (Base) (m)	0.0000	0.0000	0.0000
67	Elevation (Ground) (m)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
68	Elevation (% of Height) (%)	0.00	0.00	0.00
69	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 10		Page 161 of 197

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylyene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Heat Exchanger: HE-101 (continued)


9		7		
10	Diameter (m)	5.000e-002		
11	Elevation (Base) (m)	0.0000		
12	Elevation (Ground) (m)	0.0000	*	
13	Elevation (% of Height) (%)	0.00		

CONDITIONS

16	Name	9	6	10	7
17	Vapour	1.0000	0.0000	0.4341	1.0000
18	Temperature (C)	450.0000	25.0734	144.7791	250.0000 *
19	Pressure (atm)	2.4000	2.4000	2.4000	2.4000
20	Molar Flow (kgmole/h)	369.8850	369.8850	369.8850	369.8850
21	Mass Flow (kg/h)	22524.0278	22524.3133	22524.0278	22524.3133
22	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	25.5839	26.5249	25.5839	26.5249
23	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-6.582e+004	-1.182e+005	-1.251e+005	-5.896e+004
24	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	253.1	-9.477	137.0	155.4
25	Heat Flow (kJ/h)	-2.4345e+07	-4.3736e+07	-4.6272e+07	-2.1810e+07

PROPERTIES

28	Name	9	6	10	7
29	Molecular Weight	60.89	60.90	60.89	60.90
30	Molar Density (kgmole/m3)	4.045e-002	14.14	0.1598	5.591e-002
31	Mass Density (kg/m3)	2.463	861.2	9.732	3.405
32	Act. Volume Flow (m3/h)	9145	26.15	2314	6616
33	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1081	-1942	-2054	-968.3
34	Mass Entropy (kJ/kg-C)	4.156	-0.1556	2.250	2.552
35	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	146.5	132.6	131.2	116.2
36	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.406	2.178	2.155	1.908
37	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	2.128e+006	2.144e+006	2.128e+006	2.144e+006
38	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	2.249e+006	2.266e+006	2.249e+006	2.266e+006
39	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	3.693e+004	3.720e+004	3.693e+004	3.720e+004
40	CO2 Loading	---	---	---	---
41	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	---	---	---	---
42	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---	---	---
43	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	3.494e+004	3.521e+004	3.494e+004	3.521e+004
44	Phase Fraction [Vol. Basis]	1.000	0.0000	0.3211	1.000
45	Phase Fraction [Mass Basis]	1.000	0.0000	0.3251	1.000
46	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1.000	0.0000	0.9915	1.000
47	Mass Exergy (kJ/kg)	417.8	-35.43	12.65	130.7
48	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
49	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
50	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	9145	---	2295	6616
51	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	14.46	13.94	14.46	13.94
52	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	146.5	132.6	131.2	116.2
53	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	8746	8746	8746	8746
54	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	880.4	849.2	880.4	849.2
55	Act. Liq. Flow (m3/s)	---	7.265e-003	5.494e-003	---
56	Z Factor	---	6.935e-003	---	1.000
57	Watson K	10.44	10.22	10.44	10.22
58	User Property	---	---	---	---
59	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
60	Cp/(Cp - R)	1.060	1.067	1.068	1.077
61	Cp/Cv	1.060	1.353	1.029	1.077
62	Ideal Gas Cp/Cv	1.060	1.129	1.089	1.077
63	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	146.6	72.65	101.7	116.2
64	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	2.407	1.193	1.671	1.908
65	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.027e+004	3.637e+004	4.027e+004	3.637e+004
66	Kinematic Viscosity (cSt)	7.796	0.6599	---	3.431
67	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	909.9	871.4	909.9	871.4
68	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	24.75	25.85	24.75	25.85

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Heat Exchanger: HE-101 (continued)

PROPERTIES

Name	9	6	10	7
Liquid Fraction	0.0000	1.000	0.5659	0.0000
Molar Volume (m3/kgmole)	24.72	7.071e-002	6.257	17.89
Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	661.3	597.2	661.3	597.2
Phase Fraction [Molar Basis]	1.0000	0.0000	0.4341	1.0000
Surface Tension (dyne/cm)	---	29.19	28.65	---
Thermal Conductivity (W/m-K)	5.386e-002	0.1601	---	3.101e-002
Bubble Point Pressure (atm)	324.7	0.1698	3.562	82.91
Viscosity (cP)	1.920e-002	0.5684	---	1.168e-002
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	138.2	124.3	122.9	107.9
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.270	2.042	2.018	1.771
Cv (kJ/kgmole-C)	138.2	98.02	127.6	107.9
Mass Cv (kJ/kg-C)	2.270	1.610	2.095	1.771
Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	1.384e+004	---	---
Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	227.3	---	---
Cp/Cv (Ent. Method)	---	9.582e-003	---	---
Reid VP at 37.8 C (atm)	0.1491	0.3169	0.1491	0.3169
True VP at 37.8 C (atm)	7.982e-002	0.3171	7.982e-002	0.3171
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	24.75	25.85	24.83	25.85
Viscosity Index	---	-3.152	-24.17	---

DETAILS

Overall/Detailed Performance

Duty:	2.193e+07 kJ/h	UA Curv. Error:	0.00e-01 kJ/C-h
Heat Leak:	0.000e-01 kJ/h	Hot Pinch Temp:	144.8 C
Heat Loss:	0.000e-01 kJ/h	Cold Pinch Temp:	25.07 C
UA:	1.402e+05 kJ/C-h	Ft Factor:	---
Min. Approach:	119.7 C	Uncorrected Lmtd:	---
Lmtd:	156.4 C		

TABLES

Shell Side - Overall Phase

Temperature (C)	Pressure (atm)	Heat Flow (kJ/h)	Enthalpy (kJ/kgmole)
25.07	2.40	0.00	-118243.04
89.26	2.40	3328518.55	-109244.25
116.79	2.40	16780187.08	-72877.09
250.00	2.40	21926728.67	-58963.19

UA (kJ/C-h)	Molar Vap Frac	Mass Vap Frac	Heat of Vap. (kJ/kgmole)
0.00	0.0000	0.0000	---
0.00	0.0000	0.0000	---
0.00	1.0000	1.0000	---
0.00	1.0000	1.0000	---


Shell Side - Vapour Phase

Mass Flow (kg/h)	Molecular Wt	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)
---	---	---	---	---	---
0.00	42.58	3.44	1.47	0.01	0.02
22524.31	60.90	4.57	1.51	0.01	0.02
22524.31	60.90	3.40	1.91	0.01	0.03

Std Gas Flow (STD_m3/h)	Z Factor	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
---	---	---	---	---	---
0.00	1.00	71.62	258.32	0.25	0.50

Licensed to: Company Name Not Available

* Specified by user.

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Heat Exchanger: HE-101 (continued)

Shell Side - Vapour Phase

Std Gas Flow (STD_m3/h)	Z Factor	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
8745.72	1.00	58.65	279.00	0.26	0.41
8745.72	1.00	58.65	279.00	0.26	0.41

Shell Side - Light Liquid Phase

Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
22524.31	861.25	2.18	0.57	0.16	29.19
22524.31	791.89	2.44	0.29	0.14	20.49
0.00	774.35	2.03	0.23	0.11	17.59
---	---	---	---	---	---

Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
60.90	0.86	58.65	279.00	0.26	0.41
60.90	0.79	58.65	279.00	0.26	0.41
90.53	0.77	41.33	316.53	0.27	0.27
---	---	---	---	---	---

Shell Side - Heavy Liquid Phase

Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---

Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---

Shell Side - Mixed Liquid

Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
22524.31	861.25	2.18	0.57	0.16	---
22524.31	791.89	2.44	0.29	0.14	---
0.00	774.35	2.03	0.23	0.11	---
---	---	---	---	---	---

Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
60.90	0.86	58.65	279.00	0.26	0.41
60.90	0.79	58.65	279.00	0.26	0.41
90.53	0.77	41.33	316.53	0.27	0.27
---	---	---	---	---	---


Tube Side - Overall Phase

Temperature (C)	Pressure (atm)	Heat Flow (kJ/h)	Enthalpy (kJ/kgmole)
144.78	2.40	0.00	-125098.49
450.00	2.40	21926728.67	-65818.64

UA (kJ/C-h)	Molar Vap Frac	Mass Vap Frac	Heat of Vap. (kJ/kgmole)
0.00	0.4341	0.3251	---
0.00	1.0000	1.0000	---

Licensed to: Company Name Not Available

* Specified by user.

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Heat Exchanger: HE-101 (continued)

Tube Side - Vapour Phase

11	Mass Flow (kg/h)	Molecular Wt	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)
12	7322.98	45.60	3.19	1.74	0.01	0.02
13	22524.03	60.89	2.46	2.41	0.02	0.05
14	Std Gas Flow (STD_m3/h)	Z Factor	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
15	3796.94	1.00	154.44	357.30	0.26	0.35
16	8745.72	1.00	126.02	355.76	0.26	0.34

Tube Side - Light Liquid Phase


21	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
22	15201.05	768.62	2.35	0.22	0.25	28.65
23	0.00	5009.07	2.59	0.26	0.01	0.00
24	Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
25	72.63	0.77	104.21	354.57	0.26	0.33
26	90.16	5.01	67.78	348.51	0.26	0.33

Tube Side - Heavy Liquid Phase

31	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
32	---	---	---	---	---	---
33	---	---	---	---	---	---
34	---	---	---	---	---	---
35	Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
36	---	---	---	---	---	---
37	---	---	---	---	---	---
38	---	---	---	---	---	---

Tube Side - Mixed Liquid

41	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
42	15201.05	768.62	2.35	0.22	0.25	---
43	0.00	5009.07	2.59	0.26	0.01	---
44	Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
45	72.63	0.77	104.21	354.57	0.26	0.33
46	90.16	5.01	67.78	348.51	0.26	0.33

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Heat Exchanger: HE-101 (continued)

Phase	Accumulation (kgmole/h)	Moles (kgmole)	Volume (m3)
Aqueous	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0000	0.0000	0.0000

NOTES

HTFS

Exchanger Design and Rating

Heater: H-101

CONNECTIONS

Inlet Stream

STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
7	Heat Exchanger HE-101

Outlet Stream

STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
8	Conversion Reactor R-201

Energy Stream

STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
Q-103	

PARAMETERS

Pressure Drop:	0.0000 kPa	Duty:	9.704e+006 kJ/h	Volume:	0.1000 m3
Function:	Not Selected	Zones:	1		

User Variables


RATING

NOZZLE PARAMETERS

Base Elevation Relative to Ground Level				0.0000 m *
	7	8		
Diameter (m)	5.000e-002	5.000e-002		
Elevation (Base) (m)	0.0000	0.0000		
Elevation (Ground) (m)	0.0000 *	0.0000 *		

CONDITIONS


Name	7	8	Q-103
Vapour	1.0000	1.0000	---
Temperature (C)	250.0000 *	450.0000 *	---
Pressure (atm)	2.4000	2.4000 *	---
Molar Flow (kgmole/h)	369.8850	369.8850	---
Mass Flow (kg/h)	22524.3133	22524.3133	---
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	26.5249	26.5249	---
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-5.896e+004	-3.273e+004	---
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	155.4	197.6	---
Heat Flow (kJ/h)	-2.1810e+07	-1.2105e+07	9.7045e+06

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Heater: H-101 (continued)

PROPERTIES

11	Name	7	8		
12	Molecular Weight	60.90	60.90		
13	Molar Density (kgmole/m3)	5.591e-002	4.045e-002		
14	Mass Density (kg/m3)	3.405	2.463		
15	Act. Volume Flow (m3/h)	6616	9145		
16	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-968.3	-537.4		
17	Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.552	3.245		
18	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	116.2	144.7		
19	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.908	2.377		
20	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	2.144e+006	2.144e+006		
21	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	2.266e+006	2.266e+006		
22	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	3.720e+004	3.720e+004		
23	CO2 Loading	---	---		
24	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	---	---		
25	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---		
26	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	3.521e+004	3.521e+004		
27	Phase Fraction [Vol. Basis]	1.000	1.000		
28	Phase Fraction [Mass Basis]	1.000	1.000		
29	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1.000	1.000		
30	Mass Exergy (kJ/kg)	130.7	354.9		
31	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	0.0000		
32	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000		
33	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	6616	9145		
34	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	13.94	13.94		
35	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	116.2	144.7		
36	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	8746	8746		
37	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	849.2	849.2		
38	Act. Liq. Flow (m3/s)	---	---		
39	Z Factor	1.000	1.000		
40	Watson K	10.22	10.22		
41	User Property	---	---		
42	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	0.0000		
43	Cp/(Cp - R)	1.077	1.061		
44	Cp/Cv	1.077	1.061		
45	Ideal Gas Cp/Cv	1.077	1.061		
46	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	116.2	144.7		
47	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.908	2.377		
48	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.637e+004	3.637e+004		
49	Kinematic Viscosity (cSt)	3.431	7.070		
50	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	871.4	871.4		
51	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	25.85	25.85		
52	Liquid Fraction	0.0000	0.0000		
53	Molar Volume (m3/kgmole)	17.89	24.72		
54	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	597.2	597.2		
55	Phase Fraction [Molar Basis]	1.0000	1.0000		
56	Surface Tension (dyne/cm)	---	---		
57	Thermal Conductivity (W/m-K)	3.101e-002	5.237e-002		
58	Bubble Point Pressure (atm)	82.91	724.4		
59	Viscosity (cP)	1.168e-002	1.741e-002		
60	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	107.9	136.4		
61	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	1.771	2.240		
62	Cv (kJ/kgmole-C)	107.9	136.4		
63	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.771	2.240		
64	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---		
65	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---		
66	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---		
67	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3169	0.3169		
68	True VP at 37.8 C (atm)	0.3171	0.3171		

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Heater: H-101 (continued)

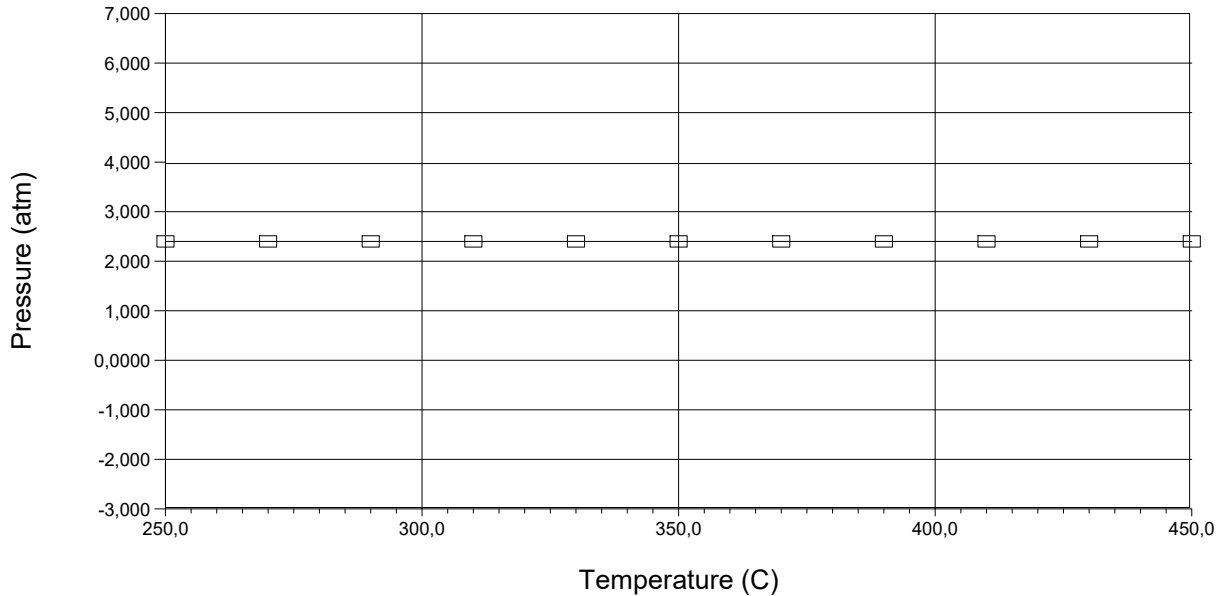
PROPERTIES

11	Name	7	8		
12	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	25.85	25.85		
13	Viscosity Index	---	---		

PERFORMANCE PROFILES

16	Zone	Pressure (atm)	Temperature (C)	Vapour Fraction	Enthalpy (kJ/kgmole)
18	Inlet	2.40	250.00	1.0000	-58963.19
19	0	2.40	450.00	1.0000	-32726.77

PERFORMANCE PLOT




PERFORMANCE TABLE

Overall Phase

49	Temperature (C)	Pressure (atm)	Heat Flow (kJ/h)	Enthalpy (kJ/kgmole)
51	250.00	2.40	0.00	-58963.19
52	270.00	2.40	871515.00	-56607.01
53	290.00	2.40	1766778.71	-54186.63
54	310.00	2.40	2685109.45	-51703.88
55	330.00	2.40	3625837.20	-49160.58
56	350.00	2.40	4588303.47	-46558.51
57	370.00	2.40	5571861.19	-43899.42
58	390.00	2.40	6575874.59	-41185.03
59	410.00	2.40	7599719.03	-38417.02
60	430.00	2.40	8642780.88	-35597.06
61	450.00	2.40	9704457.41	-32726.77

62	Vapour Fraction	Vap Phase Mass Frac	Heat of Vap (kJ/kgmole)
63			
64	1.0000	1.0000	---
65	1.0000	1.0000	---
66	1.0000	1.0000	---
67	1.0000	1.0000	---
68	1.0000	1.0000	---

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Heater: H-101 (continued)

PERFORMANCE TABLE

Light Liquid Phase

	Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
13						
14						
15	---	---	---	---	---	---
16	---	---	---	---	---	---
17	---	---	---	---	---	---
18	---	---	---	---	---	---
19	---	---	---	---	---	---
20	---	---	---	---	---	---
21	---	---	---	---	---	---
22	---	---	---	---	---	---

Heavy Liquid Phase


	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
25						
26						
27	---	---	---	---	---	---
28	---	---	---	---	---	---
29	---	---	---	---	---	---
30	---	---	---	---	---	---
31	---	---	---	---	---	---
32	---	---	---	---	---	---
33	---	---	---	---	---	---
34	---	---	---	---	---	---
35	---	---	---	---	---	---
36	---	---	---	---	---	---
37	---	---	---	---	---	---

	Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
38						
39						
40	---	---	---	---	---	---
41	---	---	---	---	---	---
42	---	---	---	---	---	---
43	---	---	---	---	---	---
44	---	---	---	---	---	---
45	---	---	---	---	---	---
46	---	---	---	---	---	---
47	---	---	---	---	---	---
48	---	---	---	---	---	---
49	---	---	---	---	---	---
50	---	---	---	---	---	---

Mixed Liquid Phase

	Mass Flow (kg/h)	Density (kg/m3)	Mass Sp Heat (kJ/kg-C)	Viscosity (cP)	Thermal Cond (W/m-K)	Surface Tens (dyne/cm)
53						
54						
55	---	---	---	---	---	---
56	---	---	---	---	---	---
57	---	---	---	---	---	---
58	---	---	---	---	---	---
59	---	---	---	---	---	---
60	---	---	---	---	---	---
61	---	---	---	---	---	---
62	---	---	---	---	---	---
63	---	---	---	---	---	---
64	---	---	---	---	---	---
65	---	---	---	---	---	---

	Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
66						
67						
68	---	---	---	---	---	---

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Heater: H-101 (continued)

PERFORMANCE TABLE

Mixed Liquid Phase

Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc (atm)	Pseudo Tc (C)	Pseudo Zc	Pseudo Omega
---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---
---	---	---	---	---	---

DYNAMICS

Model Details: Supplied Duty

Zone	1 *	Delta P (kPa)	0.0000
Volume (m3)	0.1000 *	Overall K (kg/hr/sqrt(kPa-kg/m3))	3.600e-003 *
Duty (kJ/h)	9.704e+006		

Holdup Details

Phase	Accumulation (kgmole/h)	Moles (kgmole)	Volume (m3)
Vapour	0.0000	0.0000	0.0000
Liquid	0.0000	0.0000	0.0000
Aqueous	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0000	0.0000	0.0000

Individual Zone Holdups: Zone 0

Delta P Specs and Duties

Zone	dP Value (kPa)	dP Option	Duty (kJ/h)
0 *	0.0000 *	not specified	5.311e+006 *

Zone Conductance Specifications

Zone	k (kg/hr/sqrt(kPa-kg/m3))	Specification
0 *	3.600e-003	Disabled

NOTES

Mixer: M-101


CONNECTIONS

Inlet Stream

STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
3	Pump P-101
5	Mixer M-102

Outlet Stream

STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
6	Heat Exchanger HE-101

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Mixer: M-101 (continued)

PARAMETERS

User Variables

NOZZLE PARAMETERS


15	Base Elevation Relative to Ground Level			0.0000 m *
16		3	5	6
17	Diameter (m)	5.000e-002	5.000e-002	5.000e-002
18	Elevation (Base) (m)	0.0000	0.0000	0.0000
19	Elevation (Ground) (m)	0.0000	0.0000	0.0000

CONDITIONS

22	Name	3	5	6
23	Vapour	0.0000	0.0000	0.0000
24	Temperature (C)	25.1322	25.0000	25.0734
25	Pressure (atm)	2.4000 *	2.4000	2.4000
26	Molar Flow (kgmole/h)	180.2000	189.6850 *	369.8850
27	Mass Flow (kg/h)	16470.2056	6054.1077	22524.3133
28	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	18.9255	7.5994	26.5249
29	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	9759	-2.398e+005	-1.182e+005
30	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	-88.45	53.97	-9.477
31	Heat Flow (kJ/h)	1.7585e+06	-4.5495e+07	-4.3736e+07

PROPERTIES

34	Name	3	5	6
35	Molecular Weight	91.40	31.92	60.90
36	Molar Density (kgmole/m3)	9.458	24.66	14.14
37	Mass Density (kg/m3)	864.4	787.1	861.2
38	Act. Volume Flow (m3/h)	19.05	7.691	26.15
39	Mass Enthalpy (kJ/kg)	106.8	-7515	-1942
40	Mass Entropy (kJ/kg-C)	-0.9677	1.691	-0.1556
41	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	151.1	115.1	132.6
42	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.653	3.606	2.178
43	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	3.736e+006	6.325e+005	2.144e+006
44	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	3.899e+006	7.141e+005	2.266e+006
45	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.266e+004	2.237e+004	3.720e+004
46	CO2 Loading	---	---	---
47	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	---	---	---
48	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---	---
49	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.087e+004	1.982e+004	3.521e+004
50	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	0.0000	0.0000
51	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	0.0000	0.0000
52	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	0.0000	0.0000
53	Mass Exergy (kJ/kg)	-23.69	-67.32	-35.43
54	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	0.0000	0.0000
55	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000
56	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	---
57	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	9.522	24.96	13.94
58	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	151.1	115.1	132.6
59	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	4261	4485	8746
60	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	870.3	796.7	849.2
61	Act. Liq. Flow (m3/s)	5.292e-003	2.136e-003	7.265e-003
62	Z Factor	---	3.978e-003	6.935e-003
63	Watson K	10.14	10.63	10.22
64	User Property	---	---	---
65	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	0.0000	0.0000
66	Cp/(Cp - R)	1.058	1.078	1.067
67	Cp/Cv	1.342	1.367	1.353
68	Ideal Gas Cp/Cv	1.088	1.235	1.129

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Mixer: M-101 (continued)

PROPERTIES

Name	3	5	6
Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	103.1	43.77	72.65
Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.128	1.371	1.193
Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.805e+004	3.358e+004	3.637e+004
Kinematic Viscosity (cSt)	0.6345	0.6949	0.6599
Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	873.9	797.4	871.4
Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	18.85	7.593	25.85
Liquid Fraction	1.000	1.000	1.000
Molar Volume (m3/kgmole)	0.1057	4.055e-002	7.071e-002
Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	416.3	1052	597.2
Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.0000	0.0000
Surface Tension (dyne/cm)	---	30.01	29.19
Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1363	0.1824	0.1601
Bubble Point Pressure (atm)	6.925e-002	0.1664	0.1698
Viscosity (cP)	0.5485	0.5470	0.5684
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	142.8	106.8	124.3
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	1.562	3.346	2.042
Cv (kJ/kgmole-C)	112.6	84.20	98.02
Mass Cv (kJ/kg-C)	1.232	2.638	1.610
Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	1.384e+004
Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	227.3
Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	9.582e-003
Reid VP at 37.8 C (atm)	7.015e-002	0.3158	0.3169
True VP at 37.8 C (atm)	0.1348	0.3139	0.3171
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	18.85	7.593	25.85
Viscosity Index	-3.878	-2.268	-3.152

DYNAMICS

Pressure Specification: Set Outlet to Lowest Inlet

Holdup Details

Phase	Accumulation (kgmole/h)	Moles (kgmole)	Volume (m3)
Vapour	0.0000	0.0000	0.0000
Liquid	0.0000	0.0000	0.0000
Aqueous	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0000	0.0000	0.0000

NOTES

Mixer: M-102

CONNECTIONS

Inlet Stream


STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
4	Pump P-102
16	Tee TEE-301

Outlet Stream

STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
5	Mixer M-101

PARAMETERS

User Variables

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Mixer: M-102 (continued)

NOZZLE PARAMETERS


9	0.0000 m *			
10	NOZZLE PARAMETERS			
11	Base Elevation Relative to Ground Level			
12		4	16	5
13	Diameter (m)	5.000e-002	5.000e-002	5.000e-002
14	Elevation (Base) (m)	0.0000	0.0000	0.0000
15	Elevation (Ground) (m)	0.0000	0.0000	0.0000

CONDITIONS

16	CONDITIONS			
17				
18	Name	4	16	5
19	Vapour	0.0000	0.0000	0.0000
20	Temperature (C)	25.0000 *	25.0000	25.0000
21	Pressure (atm)	2.4000 *	2.4000	2.4000
22	Molar Flow (kgmole/h)	181.6850	8.0000 *	189.6850 *
23	Mass Flow (kg/h)	5796.0465	258.0612	6054.1077
24	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	7.2757	0.3237	7.5994
25	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.399e+005	-2.388e+005	-2.398e+005
26	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	53.96	54.17	53.97
27	Heat Flow (kJ/h)	-4.3584e+07	-1.9107e+06	-4.5495e+07

PROPERTIES

28	PROPERTIES			
29				
30	Name	4	16	5
31	Molecular Weight	31.90	32.26	31.92
32	Molar Density (kgmole/m3)	24.67	24.44	24.66
33	Mass Density (kg/m3)	787.1	788.4	787.1
34	Act. Volume Flow (m3/h)	7.364	0.3273	7.691
35	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-7520	-7404	-7515
36	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.691	1.679	1.691
37	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	115.1	115.5	115.1
38	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.608	3.580	3.606
39	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	6.317e+005	6.495e+005	6.325e+005
40	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	7.133e+005	7.317e+005	7.141e+005
41	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2.236e+004	2.268e+004	2.237e+004
42	CO2 Loading	---	---	---
43	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	---	---	---
44	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---	---
45	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	1.980e+004	2.013e+004	1.982e+004
46	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	0.0000	0.0000
47	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	0.0000	0.0000
48	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	0.0000	0.0000
49	Mass Exergy (kJ/kg)	-67.35	-66.81	-67.32
50	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	0.0000	0.0000
51	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000
52	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	---
53	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	24.97	24.71	24.96
54	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	115.1	115.5	115.1
55	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	4296	189.2	4485
56	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	796.6	797.2	796.7
57	Act. Liq. Flow (m3/s)	2.046e-003	9.092e-005	2.136e-003
58	Z Factor	3.976e-003	4.014e-003	3.978e-003
59	Watson K	10.63	10.62	10.63
60	User Property	---	---	---
61	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	0.0000	0.0000
62	Cp/(Cp - R)	1.078	1.078	1.078
63	Cp/Cv	1.367	1.369	1.367
64	Ideal Gas Cp/Cv	1.235	1.232	1.235
65	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	43.75	44.13	43.77
66	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.371	1.368	1.371
67	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.358e+004	3.358e+004	3.358e+004
68	Kinematic Viscosity (cSt)	0.6949	0.6946	0.6949

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Mixer: M-102 (continued)

PROPERTIES

Name	4	16	5
Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	797.3	798.6	797.4
Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	7.270	0.3231	7.593
Liquid Fraction	1.000	1.000	1.000
Molar Volume (m3/kgmole)	4.053e-002	4.092e-002	4.055e-002
Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	1053	1041	1052
Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.0000	0.0000
Surface Tension (dyne/cm)	30.02	29.88	30.01
Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1825	0.1815	0.1824
Bubble Point Pressure (atm)	0.1665	0.1667	0.1664
Viscosity (cP)	0.5470	0.5476	0.5470
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	106.8	107.2	106.8
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.347	3.322	3.346
Cv (kJ/kgmole-C)	84.19	84.38	84.20
Mass Cv (kJ/kg-C)	2.639	2.616	2.638
Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	---
Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	---
Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---
Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3158	0.3157	0.3158
True VP at 37.8 C (atm)	0.3139	0.3144	0.3139
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	7.270	0.3231	7.593
Viscosity Index	-2.268	-2.277	-2.268

DYNAMICS

Pressure Specification: Set Outlet to Lowest Inlet

Holdup Details

Phase	Accumulation (kgmole/h)	Moles (kgmole)	Volume (m3)
Vapour	0.0000	0.0000	0.0000
Liquid	0.0000	0.0000	0.0000
Aqueous	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0000	0.0000	0.0000

NOTES

Pump: P-101

CONNECTIONS

Inlet Stream

Stream Name	From Unit Operation
1	Tank T-101

Outlet Stream

Stream Name	To Unit Operation
3	Mixer M-101


Energy Stream


Stream Name	From Unit Operation
Q-101	

PARAMETERS

Adiabatic Efficiency (%):	75.00	Delta P:	141.9 kPa	Duty:	1.001 kW
---------------------------	-------	----------	-----------	-------	----------

CURVES

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Paraxylene fix.hsc	
2			Unit Set: NewUser3b	
3			Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023	
4				
5				
6	Pump: P-101 (continued)			
7				
8				
9	Delta P:	141.9 kPa	Duty:	1.001 kW
10	Coefficient A:	0.0000 *	Coefficient B:	0.0000 *
11	Coefficient C:	0.0000 *		
12	Parameter Preferences	Units for Delta P: m	Flow Basis: ActVolFlow	Units for Flow: m3/h
13	User Variables			
14	RATING			
15				
16	Head Offset:	---	Efficiency Offset:	---
17	Characteristic Curves			
18				
19	Speed:			
20	Flow	Head	Efficiency (%)	
21	NPSH			
22				
23	NPSH Required	---	NPSH Available	11.50 m
24	Enable NPSH Curves:		No	
25	NPSH Curves			
26				
27	Nozzle Paramaters			
28	Base Elevation Relative to Ground Level			0.0000 m *
29				
30	Diameter (m)	1	3	
31	Elevation (Base) (m)	5.000e-002	5.000e-002	
32	Elevation (Ground) (m)	0.0000	0.0000	
33	Inertia			
34				
35	Rotational inertia (kg-m2)	0.5000	Radius of gyration (m)	0.1000
36	Mass (kg)	50.00	Friction loss factor (kg-m2/s)	5.000e-002
37	Start Up			
38	Design Flow Typical Operating Capacity			10.00 m3/h
39	CONDITIONS			
40				
41	Name	1	3	Q-101
42	Vapour	0.0000	0.0000	---
43	Temperature (C)	25.0000	25.1322	---
44	Pressure (atm)	1.0000	2.4000 *	---
45	Molar Flow (kgmole/h)	180.2000	180.2000	---
46	Mass Flow (kg/h)	16470.2056	16470.2056	---
47	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	18.9255	18.9255	---
48	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	9739	9759	---
49	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	-95.77	-88.45	---
50	Heat Flow (kJ/h)	1.7549e+06	1.7585e+06	3.6036e+03
51	PROPERTIES			
52				
53	Name	1	3	
54	Molecular Weight	91.40	91.40	
55	Molar Density (kgmole/m3)	9.458	9.458	
56	Mass Density (kg/m3)	864.5	864.4	
57	Act. Volume Flow (m3/h)	19.05	19.05	
58	Mass Enthalpy (kJ/kg)	106.5	106.8	
59	Mass Entropy (kJ/kg-C)	-1.048	-0.9677	
60	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	151.1	151.1	
61	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.653	1.653	
62	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	3.736e+006	3.736e+006	
63	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	3.899e+006	3.899e+006	
64	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.266e+004	4.266e+004	
65	CO2 Loading	---	---	
66	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	---	---	
67	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---	
68	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.087e+004	4.087e+004	
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Pump: P-101 (continued)

PROPERTIES

11	Name	1	3		
12	Phase Fraction [Vol. Basis]	---	0.0000		
13	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	0.0000		
14	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	0.0000		
15	Mass Exergy (kJ/kg)	9.055e-007	-23.69		
16	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	0.0000		
17	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000		
18	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---		
19	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	9.522	9.522		
20	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	151.1	151.1		
21	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	4261	4261		
22	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	870.3	870.3		
23	Act. Liq. Flow (m3/s)	5.292e-003	5.292e-003		
24	Z Factor	---	---		
25	Watson K	10.14	10.14		
26	User Property	---	---		
27	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	0.0000		
28	Cp/(Cp - R)	1.058	1.058		
29	Cp/Cv	1.342	1.342		
30	Ideal Gas Cp/Cv	1.088	1.088		
31	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	103.0	103.1		
32	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.127	1.128		
33	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.789e+004	3.805e+004		
34	Kinematic Viscosity (cSt)	0.6355	0.6345		
35	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	873.9	873.9		
36	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	18.85	18.85		
37	Liquid Fraction	1.000	1.000		
38	Molar Volume (m3/kgmole)	0.1057	0.1057		
39	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	414.5	416.3		
40	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.0000		
41	Surface Tension (dyne/cm)	---	---		
42	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1364	0.1363		
43	Bubble Point Pressure (atm)	6.872e-002	6.925e-002		
44	Viscosity (cP)	0.5493	0.5485		
45	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	142.7	142.8		
46	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	1.562	1.562		
47	Cv (kJ/kgmole-C)	112.5	112.6		
48	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.231	1.232		
49	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---		
50	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---		
51	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---		
52	Reid VP at 37.8 C (atm)	7.015e-002	7.015e-002		
53	True VP at 37.8 C (atm)	0.1348	0.1348		
54	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	18.85	18.85		
55	Viscosity Index	-3.853	-3.878		

PERFORMANCE


Results

60	Total Head	---	Velocity Head	6.889e-006 m
61	Total Fluid Head	---		
62	Pressure Head	16.73 m	Delta P excluding Static Head Results	---

DYNAMICS

Dynamic Specifications

67	Head (m)	---	Not Active	Power (kJ/h)	3604	Not Active
----	----------	-----	------------	--------------	------	------------

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Pump: P-101 (continued)

9	Fluid Head (kJ/kg)	---	Not Active	Capacity (m3/h)	18.93	Not Active
10	Adiabatic Efficiency (rpm)	---	Not Active	Use Characteristic Curves		Not Active
11	Polytropic Efficiency (%)	75.00	Active	Pump is Acting as a Turbine		Not Active
12	Pressure Increase (kPa)	141.9	Active			

Holdup Details

Phase	Accumulation (kgmole/h)	Moles (kgmole)	Volume (m3)
Vapour	0.0000	0.0000	0.0000
Liquid	0.0000	0.0000	0.0000
Aqueous	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0000	0.0000	0.0000

NOTES

Pump: P-102

CONNECTIONS

Inlet Stream

Stream Name	From Unit Operation
2	Tank T-102

Outlet Stream

Stream Name	To Unit Operation
4	Mixer M-102

Energy Stream

Stream Name	From Unit Operation
Q-102	

PARAMETERS

Adiabatic Efficiency (%):	75.00	Delta P:	141.9 kPa	Duty:	300.0 kW *
---------------------------	-------	----------	-----------	-------	------------

CURVES

Delta P:	141.9 kPa	Duty:	300.0 kW *		
Coefficient A:	0.0000 *	Coefficient B:	0.0000 *	Coefficient C:	0.0000 *
Parameter Preferences	Units for Delta P: m	Flow Basis: ActVolFlow	Units for Flow: m3/h		

User Variables

RATING

Head Offset:	---	Efficiency Offset:	---
--------------	-----	--------------------	-----

Characteristic Curves


Flow	Head	Efficiency (%)
------	------	----------------


NPSH

NPSH Required	---	NPSH Available	---	Enable NPSH Curves:	No
NPSH Curves					

Nozzle Paramaters

Base Elevation Relative to Ground Level	0.0000 m *		
	2	4	
Diameter (m)	5.000e-002	5.000e-002	
Elevation (Base) (m)	0.0000	0.0000	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Paraxylene fix.hsc	
2			Unit Set: NewUser3b	
3			Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023	
4				
5				
6	Pump: P-102 (continued)			
7				
8				
9	Elevation (Ground)	(m)	0.0000	0.0000
10	Inertia			
11				
12	Rotational inertia (kg-m2)	0.5000	Radius of gyration (m)	0.1000
13	Mass (kg)	50.00	Friction loss factor (kg-m2/s)	5.000e-002
14	Start Up			
15	Design Flow Typical Operating Capacity	10.00 m3/h		
16	CONDITIONS			
17				
18	Name	2	4	Q-102
19	Vapour	0.0000	0.0000	---
20	Temperature (C)	25.0000	25.0000 *	---
21	Pressure (atm)	1.0000	2.4000 *	---
22	Molar Flow (kgmole/h)	181.6850	181.6850	---
23	Mass Flow (kg/h)	5796.0465	5796.0465	---
24	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	7.2757	7.2757	---
25	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.399e+005	-2.399e+005	---
26	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	46.75	53.96	---
27	Heat Flow (kJ/h)	-4.3584e+07	-4.3584e+07	1.0800e+06 *
28	PROPERTIES			
29				
30	Name	2	4	
31	Molecular Weight	31.90	31.90	
32	Molar Density (kgmole/m3)	24.67	24.67	
33	Mass Density (kg/m3)	787.0	787.1	
34	Act. Volume Flow (m3/h)	7.365	7.364	
35	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-7520	-7520	
36	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.466	1.691	
37	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	115.1	115.1	
38	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.608	3.608	
39	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	6.317e+005	6.317e+005	
40	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	7.133e+005	7.133e+005	
41	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2.236e+004	2.236e+004	
42	CO2 Loading	---	---	
43	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	---	---	
44	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---	
45	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	1.980e+004	1.980e+004	
46	Phase Fraction [Vol. Basis]	---	0.0000	
47	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	0.0000	
48	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	0.0000	
49	Mass Exergy (kJ/kg)	2.594e-006	-67.35	
50	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	0.0000	
51	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	
52	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	
53	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	24.97	24.97	
54	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	115.1	115.1	
55	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	4296	4296	
56	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	796.6	796.6	
57	Act. Liq. Flow (m3/s)	2.046e-003	2.046e-003	
58	Z Factor	---	3.976e-003	
59	Watson K	10.63	10.63	
60	User Property	---	---	
61	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	0.0000	
62	Cp/(Cp - R)	1.078	1.078	
63	Cp/Cv	1.367	1.367	
64	Ideal Gas Cp/Cv	1.235	1.235	
65	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	43.75	43.75	
66	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.371	1.371	
67	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.536e+004	3.358e+004	
68	Kinematic Viscosity (cSt)	0.6950	0.6949	
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Pump: P-102 (continued)

PROPERTIES

11	Name	2	4		
12	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	797.3	797.3		
13	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	7.270	7.270		
14	Liquid Fraction	1.000	1.000		
15	Molar Volume (m3/kgmole)	4.054e-002	4.053e-002		
16	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	1108	1053		
17	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.0000		
18	Surface Tension (dyne/cm)	30.02	30.02		
19	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1825	0.1825		
20	Bubble Point Pressure (atm)	0.1665	0.1665		
21	Viscosity (cP)	0.5469	0.5470		
22	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	106.8	106.8		
23	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.347	3.347		
24	Cv (kJ/kgmole-C)	84.17	84.19		
25	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.639	2.639		
26	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---		
27	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---		
28	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---		
29	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3158	0.3158		
30	True VP at 37.8 C (atm)	0.3139	0.3139		
31	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	7.270	7.270		
32	Viscosity Index	-2.268	-2.268		

PERFORMANCE

Results

37	Total Head	---	Velocity Head	-1.072e-005 m
38	Total Fluid Head	---		
39	Pressure Head	18.38 m	Delta P excluding Static Head Results	---

DYNAMICS

Dynamic Specifications

44	Head (m)	---	Not Active	Power (kJ/h)	1.080e+006 *	Not Active
45	Fluid Head (kJ/kg)	---	Not Active	Capacity (m3/h)	7.276	
46	Adiabatic Efficiency (rpm)	---	Not Active	Use Characteristic Curves		Not Active
47	Polytropic Efficiency (%)	75.00	Active	Pump is Acting as a Turbine		Not Active
48	Pressure Increase (kPa)	141.9	Active			

Holdup Details

51	Phase	Accumulation (kgmole/h)	Moles (kgmole)	Volume (m3)
52				
53	Vapour	0.0000	0.0000	0.0000
54	Liquid	0.0000	0.0000	0.0000
55	Aqueous	0.0000	0.0000	0.0000
56	Total	0.0000	0.0000	0.0000

NOTES


Pump: P-301


CONNECTIONS

Inlet Stream

67	Stream Name	From Unit Operation
68	22	Cooler

C-302


1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Paraxylene fix.hsc	
2			Unit Set: NewUser3b	
3			Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023	
4				
5				
6	Pump: P-301 (continued)			
7	Outlet Stream			
8				
9	Stream Name		To Unit Operation	
10	23		Tee TEE-302	
11	Energy Stream			
12	Stream Name		From Unit Operation	
13	Q-308			
14	PARAMETERS			
15	Adiabatic Efficiency (%): 75.00		Delta P: 911.9 kPa Duty: 1.101 kW	
16	CURVES			
17	Delta P: 911.9 kPa		Duty: 1.101 kW	
18	Coefficient A: 0.0000 *		Coefficient B: 0.0000 * Coefficient C: 0.0000 *	
19	Parameter Preferences		Units for Delta P: m Flow Basis ActVolFlow Units for Flow: m3/h	
20	User Variables			
21	RATING			
22	Head Offset: ---		Efficiency Offset: ---	
23	Characteristic Curves			
24	Speed:			
25	Flow		Head Efficiency (%)	
26	NPSH			
27	NPSH Required: ---		NPSH Available: 9.924 m Enable NPSH Curves: No	
28	Nozzle Paramaters			
29	Base Elevation Relative to Ground Level: 0.0000 m *			
30			22 23	
31	Diameter (m)		5.000e-002 5.000e-002	
32	Elevation (Base) (m)		0.0000 0.0000	
33	Elevation (Ground) (m)		0.0000 0.0000	
34	Inertia			
35	Rotational inertia (kg-m2): 0.5000		Radius of gyration (m): 0.1000 Mass (kg): 50.00 Friction loss factor (kg-m2/s): 5.000e-002	
36	Start Up			
37	Design Flow Typical Operating Capacity: 10.00 m3/h			
38	CONDITIONS			
39	Name		22 23 Q-308	
40	Vapour		0.0000 0.0000 ---	
41	Temperature (C)		25.0000 * 25.0862 ---	
42	Pressure (atm)		1.0000 10.0000 * ---	
43	Molar Flow (kgmole/h)		182.1443 182.1443 ---	
44	Mass Flow (kg/h)		3283.5141 3283.5141 ---	
45	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)		3.2913 3.2913 ---	
46	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)		-2.849e+005 -2.848e+005 ---	
47	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)		6.644 6.677 ---	
48	Heat Flow (kJ/h)		-5.1886e+07 -5.1882e+07 3.9648e+03	
49	PROPERTIES			
50	Name		22 23	
51	Molecular Weight		18.03 18.03	
52	Molar Density (kgmole/m3)		55.86 55.87	
53	Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 10 Page 182 of 197			

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Pump: P-301 (continued)

PROPERTIES

11	Name	22	23		
12	Mass Density (kg/m3)	1007	1007		
13	Act. Volume Flow (m3/h)	3.261	3.260		
14	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.580e+004	-1.580e+004		
15	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.3686	0.3704		
16	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	75.73	75.69		
17	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.201	4.199		
18	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	545.4	545.4		
19	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.159e+004	4.159e+004		
20	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2307	2307		
21	CO2 Loading	---	---		
22	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	---	---		
23	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---		
24	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	30.26	30.26		
25	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	0.0000		
26	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	0.0000		
27	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	0.0000		
28	Mass Exergy (kJ/kg)	2.972e-010	0.6587		
29	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	0.0000		
30	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000		
31	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---		
32	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	55.34	55.34		
33	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	75.73	75.69		
34	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	4307	4307		
35	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	997.6	997.6		
36	Act. Liq. Flow (m3/s)	9.058e-004	9.056e-004		
37	Z Factor	7.317e-004	7.314e-003		
38	Watson K	10.60	10.60		
39	User Property	---	---		
40	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	0.0000		
41	Cp/(Cp - R)	1.123	1.123		
42	Cp/Cv	1.152	1.152		
43	Ideal Gas Cp/Cv	1.329	1.329		
44	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	33.59	33.59		
45	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.863	1.863		
46	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.068e+004	3.628e+004		
47	Kinematic Viscosity (cSt)	0.8843	0.8824		
48	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	1014	1014		
49	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	3.237	3.237		
50	Liquid Fraction	1.000	1.000		
51	Molar Volume (m3/kgmole)	1.790e-002	1.790e-002		
52	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2257	2012		
53	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.0000		
54	Surface Tension (dyne/cm)	72.07	72.05		
55	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6110	0.6111		
56	Bubble Point Pressure (atm)	3.385e-002	3.402e-002		
57	Viscosity (cP)	0.8904	0.8887		
58	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	67.42	67.37		
59	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.740	3.737		
60	Cv (kJ/kgmole-C)	65.76	65.72		
61	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.648	3.646		
62	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	116.5	77.34		
63	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	6.461	4.290		
64	Cp/Cv (Ent. Method)	0.6503	0.9786		
65	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3201	0.3201		
66	True VP at 37.8 C (atm)	6.853e-002	6.853e-002		
67	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	3.237	3.237		
68	Viscosity Index	1.507	1.475		

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Pump: P-301 (continued)

PERFORMANCE

Results

13	Total Head	---	Velocity Head	-4.503e-006 m
14	Total Fluid Head	---		
15	Pressure Head	92.35 m	Delta P excluding Static Head Results	---

DYNAMICS

Dynamic Specifications

20	Head (m)	---	Not Active	Power (kJ/h)	3965	Not Active
21	Fluid Head (kJ/kg)	---	Not Active	Capacity (m3/h)	3.291	
22	Adiabatic Efficiency (rpm)	---	Not Active	Use Characteristic Curves		Not Active
23	Polytropic Efficiency (%)	75.00	Active	Pump is Acting as a Turbine		Not Active
24	Pressure Increase (kPa)	911.9	Active			

Holdup Details

27	Phase	Accumulation (kgmole/h)	Moles (kgmole)	Volume (m3)
28	Vapour	0.0000	0.0000	0.0000
29	Liquid	0.0000	0.0000	0.0000
30	Aqueous	0.0000	0.0000	0.0000
31	Total	0.0000	0.0000	0.0000

NOTES

Recycle: RCY-301

CONNECTIONS

Inlet Stream

43	Stream Name	From Unit Operation
44	14	Cooler C-301

Outlet Stream

47	Stream Name	To Unit Operation
48	15	Tee TEE-301

TOLERANCE

51	Vapour Fraction:	10.00 *	Temperature:	10.00 *	Pressure:	10.00 *
52	Flow:	10.00 *	Enthalpy:	10.00 *	Composition:	10.00 *

NUMERICAL

55	Acceleration Type:	Wegstein	Iteration Type:	Nested		
56	Maximum Iterations:	10 *	Iteration Count:	0		
57	Wegstein Count:	3 *	Q Minimum:	-20.00 *	Q Maximum:	0.0000 *


Iteration History

60	Iteration	Variable	Outlet Value	Inlet Value
61	0 *	Converged	---	---

User Variables

CONDITIONS

66	Name	14	15
67	Vapour	0.0000	0.0000
68	Temperature (C)	25.0000 *	25.0000 *

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			


Recycle: RCY-301 (continued)

CONDITIONS

11	Pressure	(atm)	2.4000 *	2.4000 *		
12	Molar Flow	(kgmole/h)	9.3569	9.3628 *		
13	Mass Flow	(kg/h)	302.2305	302.0221		
14	Std Ideal Liq Vol Flow	(m3/h)	0.3790	0.3788		
15	Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-2.387e+005	-2.388e+005		
16	Molar Entropy	(kJ/kgmole-C)	54.11	54.17		
17	Heat Flow	(kJ/h)	-2.2331e+06	-2.2362e+06		

PROPERTIES

20	Name		14	15		
21	Molecular Weight		32.30	32.26		
22	Molar Density	(kgmole/m3)	24.42	24.44		
23	Mass Density	(kg/m3)	788.6	788.4		
24	Act. Volume Flow	(m3/h)	0.3832	0.3831		
25	Mass Enthalpy	(kJ/kg)	-7389	-7404		
26	Mass Entropy	(kJ/kg-C)	1.675	1.679		
27	Heat Capacity	(kJ/kgmole-C)	115.5	115.5		
28	Mass Heat Capacity	(kJ/kg-C)	3.576	3.580		
29	LHV Molar Basis (Std)	(kJ/kgmole)	6.517e+005	6.495e+005		
30	HHV Molar Basis (Std)	(kJ/kgmole)	7.340e+005	7.317e+005		
31	HHV Mass Basis (Std)	(kJ/kg)	2.272e+004	2.268e+004		
32	CO2 Loading		---	---		
33	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)		---	---		
34	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)		---	---		
35	LHV Mass Basis (Std)	(kJ/kg)	2.018e+004	2.013e+004		
36	Phase Fraction [Vol. Basis]		0.0000	0.0000		
37	Phase Fraction [Mass Basis]		0.0000	0.0000		
38	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]		0.0000	0.0000		
39	Mass Exergy	(kJ/kg)	-66.72	-66.81		
40	Partial Pressure of CO2	(atm)	0.0000	0.0000		
41	Cost Based on Flow	(Cost/s)	0.0000	0.0000		
42	Act. Gas Flow	(ACT_m3/h)	---	---		
43	Avg. Liq. Density	(kgmole/m3)	24.69	24.71		
44	Specific Heat	(kJ/kgmole-C)	115.5	115.5		
45	Std. Gas Flow	(STD_m3/h)	221.2	221.4		
46	Std. Ideal Liq. Mass Density	(kg/m3)	797.4	797.2		
47	Act. Liq. Flow	(m3/s)	1.065e-004	1.064e-004		
48	Z Factor		4.018e-003	4.014e-003		
49	Watson K		10.62	10.62		
50	User Property		---	---		
51	Partial Pressure of H2S	(atm)	0.0000	0.0000		
52	Cp/(Cp - R)		1.078	1.078		
53	Cp/Cv		1.369	1.369		
54	Ideal Gas Cp/Cv		1.232	1.232		
55	Ideal Gas Cp	(kJ/kgmole-C)	44.18	44.13		
56	Mass Ideal Gas Cp	(kJ/kg-C)	1.368	1.368		
57	Heat of Vap.	(kJ/kgmole)	3.358e+004	3.358e+004		
58	Kinematic Viscosity	(cSt)	0.6945	0.6946		
59	Liq. Mass Density (Std. Cond)	(kg/m3)	798.9	798.6		
60	Liq. Vol. Flow (Std. Cond)	(m3/h)	0.3783	0.3782		
61	Liquid Fraction		1.000	1.000		
62	Molar Volume	(m3/kgmole)	4.096e-002	4.092e-002		
63	Mass Heat of Vap.	(kJ/kg)	1040	1041		
64	Phase Fraction [Molar Basis]		0.0000	0.0000		
65	Surface Tension	(dyne/cm)	29.88	29.88		
66	Thermal Conductivity	(W/m-K)	0.1814	0.1815		
67	Bubble Point Pressure	(atm)	0.1668	0.1667		
68	Viscosity	(cP)	0.5477	0.5476		

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Recycle: RCY-301 (continued)

PROPERTIES

Name	14	15			
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	107.2	107.2			
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.319	3.322			
Cv (kJ/kgmole-C)	84.40	84.38			
Mass Cv (kJ/kg-C)	2.613	2.616			
Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---			
Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---			
Cp/Cv (Ent. Method)	---	---			
Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3159	0.3157			
True VP at 37.8 C (atm)	0.3147	0.3144			
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	0.3783	0.3782			
Viscosity Index	-2.279	-2.277			

Tank: T-101

CONNECTIONS

Inlet Stream

Stream Name	From Unit Operation
toluene	

Outlet Stream

Stream Name	To Unit Operation
gas	
1	Pump: P-101

Energy Stream

Stream Name	From Unit Operation

PARAMETERS

Vessel Volume: ---	Level SP: 50.00 %	Liquid Volume: ---
Vessel Pressure: 1.000 atm	Pressure Drop: 0.0000 kPa	Duty: 0.0000 kJ/h
		Heat Transfer Mode: Heating

User Variables

RATING

Sizing

Cylinder	Vertical	Separator has a Boot: No
Volume: ---	Diameter: ---	Height: ---

Nozzles

Base Elevation Relative to Ground Level	0.0000 m *	Diameter	---	Height	---
	toluene	gas	1		
Diameter (m)	5.000e-002	5.000e-002	5.000e-002		
Elevation (Base) (m)	0.0000	0.0000	0.0000		
Elevation (Ground) (m)	0.0000	0.0000	0.0000		
Elevation (% of Height) (%)	---	---	---		


Level Taps: Level Tap Specification

Level Tap	PV High	PV Low	OP High	OP Low
-----------	---------	--------	---------	--------

Level Taps: Calculated Level Tap Values

Level Tap	Liquid Level	Aqueous Level
-----------	--------------	---------------

Options

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Tank: T-101 (continued)


9	PV Work Term Contribution (%)	100.00 *
---	-------------------------------	----------

CONDITIONS

12	Name	toluene	1	gas
13	Vapour	0.0000	0.0000	1.0000
14	Temperature (C)	25.0000 *	25.0000	25.0000
15	Pressure (atm)	1.0000 *	1.0000	1.0000
16	Molar Flow (kgmole/h)	180.2000 *	180.2000	0.0000
17	Mass Flow (kg/h)	16470.2056	16470.2056	0.0000
18	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	18.9255	18.9255	0.0000
19	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	9739	9739	-8.232e+004
20	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	-95.77	-95.77	91.36
21	Heat Flow (kJ/h)	1.7549e+06	1.7549e+06	0.0000e-01

PROPERTIES

23	Name	toluene	1	gas
25	Molecular Weight	91.40	91.40	58.42
26	Molar Density (kgmole/m3)	9.458	9.458	4.087e-002
27	Mass Density (kg/m3)	864.5	864.5	2.388
28	Act. Volume Flow (m3/h)	19.05	19.05	0.0000
29	Mass Enthalpy (kJ/kg)	106.5	106.5	-1409
30	Mass Entropy (kJ/kg-C)	-1.048	-1.048	1.564
31	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	151.1	151.1	71.97
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.653	1.653	1.232
33	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	3.736e+006	3.736e+006	2.057e+006
34	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	3.899e+006	3.899e+006	2.165e+006
35	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.266e+004	4.266e+004	3.706e+004
36	CO2 Loading	---	---	---
37	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	---	---	---
38	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---	---
39	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.087e+004	4.087e+004	3.521e+004
40	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	---	1.000
41	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	0.0000	1.000
42	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	0.0000	---
43	Mass Exergy (kJ/kg)	9.055e-007	9.055e-007	-29.13
44	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	0.0000	0.0000
45	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000
46	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	0.0000
47	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	9.522	9.522	---
48	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	151.1	151.1	71.97
49	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	4261	4261	0.0000
50	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	870.3	870.3	886.0
51	Act. Liq. Flow (m3/s)	5.292e-003	5.292e-003	0.0000
52	Z Factor	---	---	---
53	Watson K	10.14	10.14	10.14
54	User Property	---	---	---
55	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	0.0000	0.0000
56	Cp/(Cp - R)	1.058	1.058	1.131
57	Cp/Cv	1.342	1.342	1.131
58	Ideal Gas Cp/Cv	1.088	1.088	1.131
59	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	103.0	103.0	71.81
60	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.127	1.127	1.229
61	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.789e+004	3.789e+004	3.818e+004
62	Kinematic Viscosity (cSt)	0.6355	0.6355	3.020
63	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	873.9	873.9	911.4
64	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	18.85	18.85	0.0000
65	Liquid Fraction	1.000	1.000	0.0000
66	Molar Volume (m3/kgmole)	0.1057	0.1057	24.46
67	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	414.5	414.5	653.5
68	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.0000	1.0000

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Tank: T-101 (continued)

PROPERTIES

Name	toluene	1	gas		
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	---		
Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1364	0.1364	1.241e-002		
Bubble Point Pressure (atm)	6.872e-002	6.872e-002	6.871e-002		
Viscosity (cP)	0.5493	0.5493	7.210e-003		
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	142.7	142.7	63.66		
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	1.562	1.562	1.090		
Cv (kJ/kgmole-C)	112.5	112.5	63.66		
Mass Cv (kJ/kg-C)	1.231	1.231	1.090		
Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	---		
Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	---		
Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---		
Reid VP at 37.8 C (atm)	7.015e-002	7.015e-002	7.015e-002		
True VP at 37.8 C (atm)	0.1348	0.1348	0.1348		
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	18.85	18.85	0.0000		
Viscosity Index	-3.853	-3.853	-0.9190		

DYNAMICS

Vessel Parameters: Initialize from Product

Vessel Volume (m3)	---	Level Calculator	Vertical cylinder
Vessel Diameter (m)	---	Fraction Calculator	Use levels and nozzles
Vessel Height (m)	---	Feed Delta P (kPa)	0.0000
Liquid Level Percent (%)	50.00	Vessel Pressure (atm)	1.000

Holdup: Vessel Levels

Phase	Level (m)	Percent (%)	Volume (m3)
Vapour	---	---	0.0000
Liquid	---	---	0.0000
Aqueous	---	---	0.0000

Holdup: Details

Phase	Accumulation (kgmole/h)	Moles (kgmole)	Volume (m3)
Vapour	0.0000	0.0000	0.0000
Liquid	0.0000	0.0000	0.0000
Aqueous	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0000	0.0000	0.0000

NOTES

Tank: T-102

CONNECTIONS


Inlet Stream


Stream Name	From Unit Operation
methanol	

Outlet Stream

Stream Name	To Unit Operation
gass	
2	Pump: P-102

Energy Stream

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Paraxylene fix.hsc	
2			Unit Set: NewUser3b	
3			Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023	
4				
5				
6	Tank: T-102 (continued)			
7	Stream Name		From Unit Operation	
8				
9	PARAMETERS			
10				
11				
12				
13	Vessel Volume: ---	Level SP: 50.00 %	Liquid Volume: ---	
14	Vessel Pressure: 1.000 atm	Pressure Drop: 0.0000 kPa	Duty: 0.0000 kJ/h	Heat Transfer Mode: Heating
15	User Variables			
16				
17	RATING			
18				
19	Sizing			
20				
21	Cylinder	Vertical	Separator has a Boot: No	
22	Volume: ---	Diameter: ---	Height: ---	
23				
24	Nozzles			
25	Base Elevation Relative to Ground Level	0.0000 m *	Diameter ---	Height ---
26		methanol	gass	2
27	Diameter (m)	5.000e-002	5.000e-002	5.000e-002
28	Elevation (Base) (m)	0.0000	0.0000	0.0000
29	Elevation (Ground) (m)	0.0000	0.0000	0.0000
30	Elevation (% of Height) (%)	---	---	---
31	Level Taps: Level Tap Specification			
32				
33	Level Tap	PV High	PV Low	OP High
34				
35	Level Taps: Calculated Level Tap Values			
36				
37	Level Tap	Liquid Level	Aqueous Level	
38				
39	PV Work Term Contribution (%)	100.00 *		
40	CONDITIONS			
41				
42	Name	methanol	2	gass
43	Vapour	0.0000	0.0000	1.0000
44	Temperature (C)	25.0000 *	25.0000	25.0000
45	Pressure (atm)	1.0000 *	1.0000	1.0000
46	Molar Flow (kgmole/h)	181.6850	181.6850	0.0000
47	Mass Flow (kg/h)	5796.0465	5796.0465	0.0000
48	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	7.2757	7.2757	0.0000
49	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.399e+005	-2.399e+005	-2.014e+005
50	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	46.75	46.75	174.8
51	Heat Flow (kJ/h)	-4.3584e+07	-4.3584e+07	0.0000e-01
52	PROPERTIES			
53				
54	Name	methanol	2	gass
55	Molecular Weight	31.90	31.90	31.99
56	Molar Density (kgmole/m3)	24.67	24.67	4.087e-002
57	Mass Density (kg/m3)	787.0	787.0	1.308
58	Act. Volume Flow (m3/h)	7.365	7.365	0.0000
59	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-7520	-7520	-6297
60	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.466	1.466	5.464
61	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	115.1	115.1	43.82
62	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.608	3.608	1.370
63	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	6.317e+005	6.317e+005	6.358e+005
64	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	7.133e+005	7.133e+005	7.176e+005
65	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2.236e+004	2.236e+004	2.243e+004
66	CO2 Loading	---	---	---
67	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	---	---	---
68	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---	---
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 10	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Tank: T-102 (continued)

PROPERTIES


Name	methanol	2	gass		
LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	1.980e+004	1.980e+004	1.987e+004		
Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	---	1.000		
Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	0.0000	1.000		
Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	0.0000	---		
Mass Exergy (kJ/kg)	2.594e-006	2.594e-006	-0.5582		
Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	0.0000	0.0000		
Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000		
Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	0.0000		
Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	24.97	24.97	---		
Specific Heat (kJ/kgmole-C)	115.1	115.1	43.82		
Std. Gas Flow (STD_m3/h)	4296	4296	0.0000		
Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	796.6	796.6	796.1		
Act. Liq. Flow (m3/s)	2.046e-003	2.046e-003	---		
Z Factor	1.657e-003	---	---		
Watson K	10.63	10.63	10.63		
User Property	---	---	---		
Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	0.0000	0.0000		
Cp/(Cp - R)	1.078	1.078	1.234		
Cp/Cv	1.367	1.367	1.234		
Ideal Gas Cp/Cv	1.235	1.235	1.234		
Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	43.75	43.75	43.82		
Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.371	1.371	1.370		
Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.536e+004	3.536e+004	3.532e+004		
Kinematic Viscosity (cSt)	0.6950	0.6950	4.376		
Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	797.3	797.3	796.7		
Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	7.270	7.270	0.0000		
Liquid Fraction	1.000	1.000	0.0000		
Molar Volume (m3/kgmole)	4.054e-002	4.054e-002	24.46		
Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	1108	1108	1104		
Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.0000	1.0000		
Surface Tension (dyne/cm)	30.02	30.02	---		
Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1825	0.1825	1.328e-002		
Bubble Point Pressure (atm)	0.1665	0.1665	0.1671		
Viscosity (cP)	0.5469	0.5469	5.722e-003		
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	106.8	106.8	35.51		
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.347	3.347	1.110		
Cv (kJ/kgmole-C)	84.17	84.17	35.51		
Mass Cv (kJ/kg-C)	2.639	2.639	1.110		
Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	---		
Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	---		
Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---		
Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3158	0.3158	0.3158		
True VP at 37.8 C (atm)	0.3139	0.3139	0.3151		
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	7.270	7.270	0.0000		
Viscosity Index	-2.268	-2.268	-2.298		

DYNAMICS

Vessel Parameters: Initialize from Product

Vessel Volume (m3)	---	Level Calculator	Vertical cylinder
Vessel Diameter (m)	---	Fraction Calculator	Use levels and nozzles
Vessel Height (m)	---	Feed Delta P (kPa)	0.0000
Liquid Level Percent (%)	50.00	Vessel Pressure (atm)	1.000

Holdup: Vessel Levels

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Tank: T-102 (continued)

Phase	Level (m)	Percent (%)	Volume (m3)
Vapour	---	---	0.0000
Liquid	---	---	0.0000
Aqueous	---	---	0.0000

Holdup: Details

Phase	Accumulation (kgmole/h)	Moles (kgmole)	Volume (m3)
Vapour	0.0000	0.0000	0.0000
Liquid	0.0000	0.0000	0.0000
Aqueous	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0000	0.0000	0.0000

NOTES

Tank: T-301

CONNECTIONS

Inlet Stream

Stream Name	From Unit Operation
20	Cooler: C-303

Outlet Stream

Stream Name	To Unit Operation
top storage	
P-xilene	

Energy Stream

Stream Name	From Unit Operation

PARAMETERS

Vessel Volume: ---	Level SP: 50.00 %	Liquid Volume: ---
Vessel Pressure: 1.000 atm	Pressure Drop: 0.0000 kPa	Duty: 0.0000 kJ/h
		Heat Transfer Mode: Heating

User Variables

RATING

Sizing

Cylinder	Vertical	Separator has a Boot: No
Volume: ---	Diameter: ---	Height: ---

Nozzles


Base Elevation Relative to Ground Level	0.0000 m *	Diameter	---	Height	---
	20	top storage	P-xilene		
Diameter (m)	5.000e-002	5.000e-002	5.000e-002		
Elevation (Base) (m)	0.0000	0.0000	0.0000		
Elevation (Ground) (m)	0.0000	0.0000	0.0000		
Elevation (% of Height) (%)	---	---	---		

Level Taps: Level Tap Specification

Level Tap	PV High	PV Low	OP High	OP Low
-----------	---------	--------	---------	--------

Level Taps: Calculated Level Tap Values

Level Tap	Liquid Level	Aqueous Level
-----------	--------------	---------------

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Tank: T-301 (continued)

Options


10	PV Work Term Contribution (%)	100.00 *
----	-------------------------------	----------

CONDITIONS

14	Name	20	P-xilene	top storage
15	Vapour	0.0000	0.0000	1.0000
16	Temperature (C)	30.0000 *	30.0000	30.0000
17	Pressure (atm)	1.0000	1.0000	1.0000
18	Molar Flow (kgmole/h)	178.3838	178.3838	0.0000
19	Mass Flow (kg/h)	18938.2832	18938.2832	0.0000
20	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	21.9135	21.9135	0.0000
21	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.326e+004	-2.326e+004	1.859e+004
22	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	43.32	43.32	181.4
23	Heat Flow (kJ/h)	-4.1498e+06	-4.1498e+06	0.0000e-01

PROPERTIES

26	Name	20	P-xilene	top storage
27	Molecular Weight	106.2	106.2	106.2
28	Molar Density (kgmole/m3)	8.042	8.042	4.020e-002
29	Mass Density (kg/m3)	853.8	853.8	4.268
30	Act. Volume Flow (m3/h)	22.18	22.18	0.0000
31	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-219.1	-219.1	175.1
32	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.4081	0.4081	1.709
33	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	183.2	183.2	129.1
34	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.725	1.725	1.216
35	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.377e+006	4.377e+006	4.377e+006
36	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.582e+006	4.582e+006	4.582e+006
37	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.316e+004	4.316e+004	4.316e+004
38	CO2 Loading	---	---	---
39	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	---	---	---
40	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---	---
41	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.123e+004	4.123e+004	4.123e+004
42	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	---	1.000
43	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	0.0000	1.000
44	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	0.0000	---
45	Mass Exergy (kJ/kg)	-6.452	-6.452	4.995e-002
46	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	0.0000	0.0000
47	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000
48	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	0.0000
49	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	8.140	8.140	---
50	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	183.2	183.2	129.1
51	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	4218	4218	0.0000
52	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	864.2	864.2	864.2
53	Act. Liq. Flow (m3/s)	6.162e-003	6.162e-003	---
54	Z Factor	4.999e-003	---	---
55	Watson K	10.45	10.45	10.45
56	User Property	---	---	---
57	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	0.0000	0.0000
58	Cp/(Cp - R)	1.048	1.048	1.069
59	Cp/Cv	1.301	1.301	1.069
60	Ideal Gas Cp/Cv	1.069	1.069	1.069
61	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	129.1	129.1	129.1
62	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.216	1.216	1.216
63	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.601e+004	3.601e+004	3.601e+004
64	Kinematic Viscosity (cSt)	0.6679	0.6679	1.322
65	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	866.8	866.8	866.8
66	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	21.85	21.85	0.0000
67	Liquid Fraction	1.000	1.000	0.0000
68	Molar Volume (m3/kgmole)	0.1243	0.1243	24.88

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Tank: T-301 (continued)

PROPERTIES

Name	20	P-xilene	top storage	
Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	339.2	339.2	339.2	
Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.0000	1.0000	
Surface Tension (dyne/cm)	27.66	27.66	---	
Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1387	0.1387	9.806e-003	
Bubble Point Pressure (atm)	1.554e-002	1.554e-002	1.554e-002	
Viscosity (cP)	0.5702	0.5702	5.642e-003	
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	174.8	174.8	120.8	
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	1.647	1.647	1.138	
Cv (kJ/kgmole-C)	140.8	140.8	120.8	
Mass Cv (kJ/kg-C)	1.326	1.326	1.138	
Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	---	
Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	---	
Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---	
Reid VP at 37.8 C (atm)	2.361e-002	2.361e-002	2.361e-002	
True VP at 37.8 C (atm)	2.361e-002	2.361e-002	2.361e-002	
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	21.85	21.85	0.0000	
Viscosity Index	-2.944	-2.944	-2.944	

DYNAMICS

Vessel Parameters: Initialize from Product

Vessel Volume (m3)	---	Level Calculator	Vertical cylinder
Vessel Diameter (m)	---	Fraction Calculator	Use levels and nozzles
Vessel Height (m)	---	Feed Delta P (kPa)	0.0000
Liquid Level Percent (%)	50.00	Vessel Pressure (atm)	1.000

Holdup: Vessel Levels

Phase	Level (m)	Percent (%)	Volume (m3)
Vapour	---	---	0.0000
Liquid	---	---	0.0000
Aqueous	---	---	0.0000

Holdup: Details

Phase	Accumulation (kgmole/h)	Moles (kgmole)	Volume (m3)
Vapour	0.0000	0.0000	0.0000
Liquid	0.0000	0.0000	0.0000
Aqueous	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0000	0.0000	0.0000

NOTES

Tee: TEE-301


CONNECTIONS

Inlet Stream

STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
15	Recycle RCY-301

Outlet Stream

STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
16	Mixer M-102
17	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set:	NewUser3b
3		Date/Time:	Mon Dec 11 21:19:25 2023
4			
5			

Tee: TEE-301 (continued)

PARAMETERS

	Flow Ratios		Dynamic Valve Openings
12	16	0.8544	85.44
13	17	0.1456	14.56
15	Valve Control: Multiple Stream		

User Variables

RATING

Nozzle Parameters


Base Elevation Relative to Ground Level		15	16	17	0.0000 m *
23	Diameter (m)	5.000e-002	5.000e-002	5.000e-002	
25	Elevation (Base) (m)	0.0000	0.0000	0.0000	
26	Elevation (Ground) (m)	0.0000	0.0000	0.0000	

CONDITIONS

Name	15	16	17
29	0.0000	0.0000	0.0000
30	25.0000 *	25.0000	25.0000
31	2.4000 *	2.4000	2.4000
32	9.3628 *	8.0000 *	1.3628
33	302.0221	258.0612	43.9609
34	0.3788	0.3237	0.0551
35	-2.388e+005	-2.388e+005	-2.388e+005
36	54.17	54.17	54.17
37	-2.2362e+06	-1.9107e+06	-3.2549e+05
38			

PROPERTIES

Name	15	16	17
41	32.26	32.26	32.26
42	24.44	24.44	24.44
43	788.4	788.4	788.4
44	0.3831	0.3273	5.576e-002
45	-7404	-7404	-7404
46	1.679	1.679	1.679
47	115.5	115.5	115.5
48	3.580	3.580	3.580
49	6.495e+005	6.495e+005	6.495e+005
50	7.317e+005	7.317e+005	7.317e+005
51	2.268e+004	2.268e+004	2.268e+004
52	---	---	---
53	---	---	---
54	---	---	---
55	2.013e+004	2.013e+004	2.013e+004
56	0.0000	0.0000	0.0000
57	0.0000	0.0000	0.0000
58	0.0000	0.0000	0.0000
59	-66.81	-66.81	-66.81
60	0.0000	0.0000	0.0000
61	0.0000	0.0000	0.0000
62	---	---	---
63	24.71	24.71	24.71
64	115.5	115.5	115.5
65	221.4	189.2	32.22
66	797.2	797.2	797.2
67	1.064e-004	9.092e-005	1.549e-005
68			

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Tee: TEE-301 (continued)

PROPERTIES

Name	15	16	17
Z Factor	4.014e-003	4.014e-003	4.014e-003
Watson K	10.62	10.62	10.62
User Property	---	---	---
Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	0.0000	0.0000
Cp/(Cp - R)	1.078	1.078	1.078
Cp/Cv	1.369	1.369	1.369
Ideal Gas Cp/Cv	1.232	1.232	1.232
Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	44.13	44.13	44.13
Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.368	1.368	1.368
Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.358e+004	3.358e+004	3.358e+004
Kinematic Viscosity (cSt)	0.6946	0.6946	0.6946
Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	798.6	798.6	798.6
Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	0.3782	0.3231	5.505e-002
Liquid Fraction	1.000	1.000	1.000
Molar Volume (m3/kgmole)	4.092e-002	4.092e-002	4.092e-002
Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	1041	1041	1041
Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.0000	0.0000
Surface Tension (dyne/cm)	29.88	29.88	29.88
Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1815	0.1815	0.1815
Bubble Point Pressure (atm)	0.1667	0.1667	0.1667
Viscosity (cP)	0.5476	0.5476	0.5476
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	107.2	107.2	107.2
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.322	3.322	3.322
Cv (kJ/kgmole-C)	84.38	84.38	84.38
Mass Cv (kJ/kg-C)	2.616	2.616	2.616
Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	---
Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	---
Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---
Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3157	0.3157	0.3157
True VP at 37.8 C (atm)	0.3144	0.3144	0.3144
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	0.3782	0.3231	5.505e-002
Viscosity Index	-2.277	-2.277	-2.277

DYNAMICS

Holdup Details

Phase	Accumulation (kgmole/h)	Moles (kgmole)	Volume (m3)
Vapour	0.0000	0.0000	0.0000
Liquid	0.0000	0.0000	0.0000
Aqueous	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0000	0.0000	0.0000

NOTES

Tee: TEE-302


CONNECTIONS

Inlet Stream

STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
23	Pump P-301

Outlet Stream

STREAM NAME	TO UNIT OPERATION

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Tee: TEE-302 (continued)

CONNECTIONS

11	25	Cooler	C-304
12	24		

PARAMETERS

	Flow Ratios	Dynamic Valve Openings
15		
16	25	0.5490
17	24	0.4510

Valve Control: Multiple Stream

User Variables

RATING

Nozzle Parameters


26	Base Elevation Relative to Ground Level	0.0000 m *		
27		23	25	24
28	Diameter (m)	5.000e-002	5.000e-002	5.000e-002
29	Elevation (Base) (m)	0.0000	0.0000	0.0000
30	Elevation (Ground) (m)	0.0000	0.0000	0.0000

CONDITIONS

Name	23	25	24
33			
34	Vapour	0.0000	0.0000
35	Temperature (C)	25.0862	25.0862
36	Pressure (atm)	10.0000 *	10.0000
37	Molar Flow (kgmole/h)	182.1443	100.0000 *
38	Mass Flow (kg/h)	3283.5141	1802.6997
39	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	3.2913	1.8070
40	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.848e+005	-2.848e+005
41	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	6.677	6.677
42	Heat Flow (kJ/h)	-5.1882e+07	-2.8484e+07

PROPERTIES

Name	23	25	24
45			
46	Molecular Weight	18.03	18.03
47	Molar Density (kgmole/m3)	55.87	55.87
48	Mass Density (kg/m3)	1007	1007
49	Act. Volume Flow (m3/h)	3.260	1.790
50	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.580e+004	-1.580e+004
51	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.3704	0.3704
52	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	75.69	75.69
53	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.199	4.199
54	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	545.4	545.4
55	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.159e+004	4.159e+004
56	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2307	2307
57	CO2 Loading	---	---
58	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	---	---
59	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---
60	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	30.26	30.26
61	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	0.0000
62	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	0.0000
63	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	0.0000
64	Mass Exergy (kJ/kg)	0.6587	0.6587
65	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	0.0000
66	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000
67	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---
68	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	55.34	55.34

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: Paraxylene fix.hsc
2		Unit Set: NewUser3b
3		Date/Time: Mon Dec 11 21:19:25 2023
4		
5		

Tee: TEE-302 (continued)

PROPERTIES

11	Name	23	25	24	
12	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	75.69	75.69	75.69	
13	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	4307	2364	1942	
14	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	997.6	997.6	997.6	
15	Act. Liq. Flow (m3/s)	9.056e-004	4.972e-004	4.084e-004	
16	Z Factor	7.314e-003	7.314e-003	7.314e-003	
17	Watson K	10.60	10.60	10.60	
18	User Property	---	---	---	
19	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	0.0000	0.0000	
20	Cp/(Cp - R)	1.123	1.123	1.123	
21	Cp/Cv	1.152	1.152	1.152	
22	Ideal Gas Cp/Cv	1.329	1.329	1.329	
23	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	33.59	33.59	33.59	
24	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.863	1.863	1.863	
25	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.628e+004	3.628e+004	3.628e+004	
26	Kinematic Viscosity (cSt)	0.8824	0.8824	0.8824	
27	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	1014	1014	1014	
28	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	3.237	1.777	1.460	
29	Liquid Fraction	1.000	1.000	1.000	
30	Molar Volume (m3/kgmole)	1.790e-002	1.790e-002	1.790e-002	
31	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2012	2012	2012	
32	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.0000	0.0000	
33	Surface Tension (dyne/cm)	72.05	72.05	72.05	
34	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6111	0.6111	0.6111	
35	Bubble Point Pressure (atm)	3.402e-002	3.402e-002	3.402e-002	
36	Viscosity (cP)	0.8887	0.8887	0.8887	
37	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	67.37	67.37	67.37	
38	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.737	3.737	3.737	
39	Cv (kJ/kgmole-C)	65.72	65.72	65.72	
40	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.646	3.646	3.646	
41	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	77.34	77.34	77.34	
42	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	4.290	4.290	4.290	
43	Cp/Cv (Ent. Method)	0.9786	0.9786	0.9786	
44	Reid VP at 37.8 C (atm)	0.3201	0.3201	0.3201	
45	True VP at 37.8 C (atm)	6.853e-002	6.853e-002	6.853e-002	
46	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	3.237	1.777	1.460	
47	Viscosity Index	1.475	1.475	1.475	

DYNAMICS

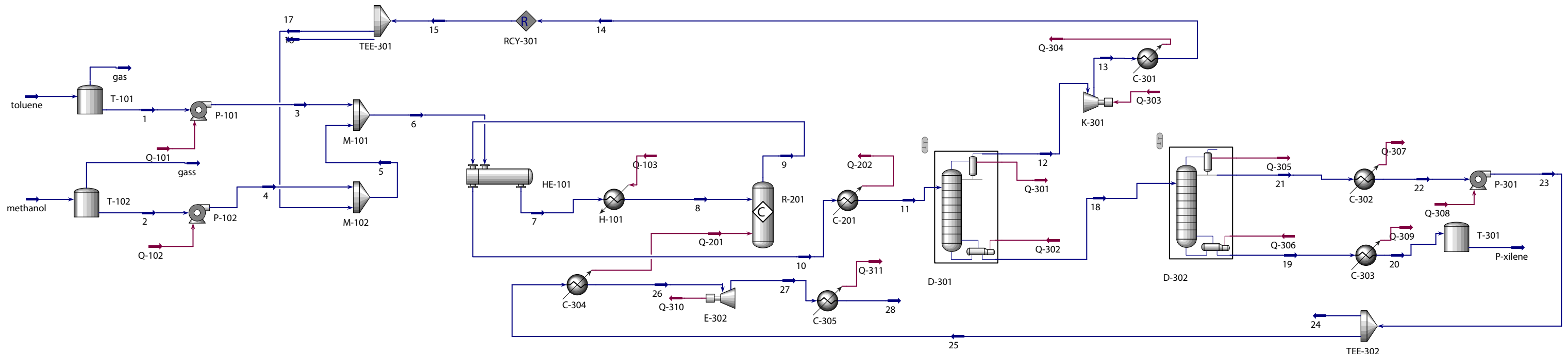
Holdup Details

52	Phase	Accumulation (kgmole/h)	Moles (kgmole)	Volume (m3)
53	Vapour	0.0000	0.0000	0.0000
54	Liquid	0.0000	0.0000	0.0000
55	Aqueous	0.0000	0.0000	0.0000
56	Total	0.0000	0.0000	0.0000

NOTES

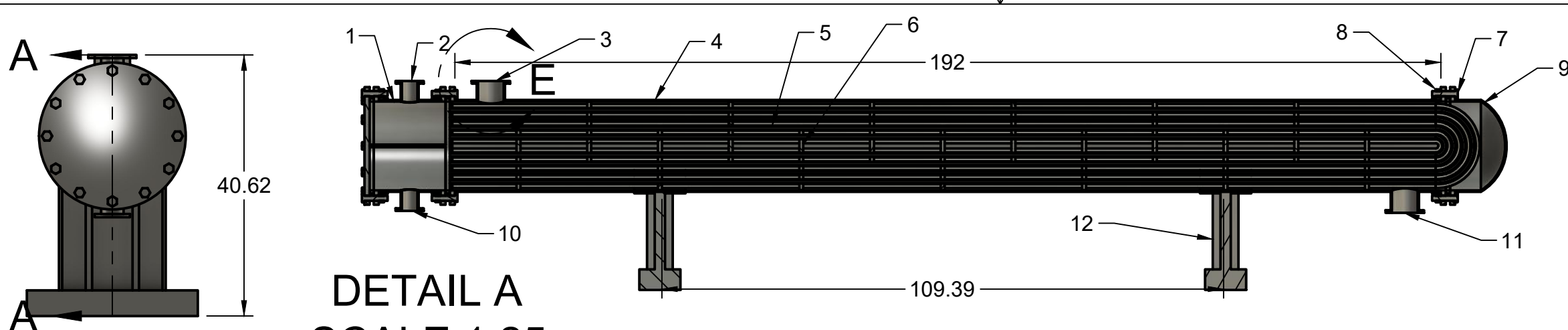
60	
61	
62	
63	
64	
65	
66	
67	
68	

PRARANCANGAN PABRIK PARAXYLENE MENGGUNAKAN PROSES ALKILASI TOLUENE DENGAN KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN

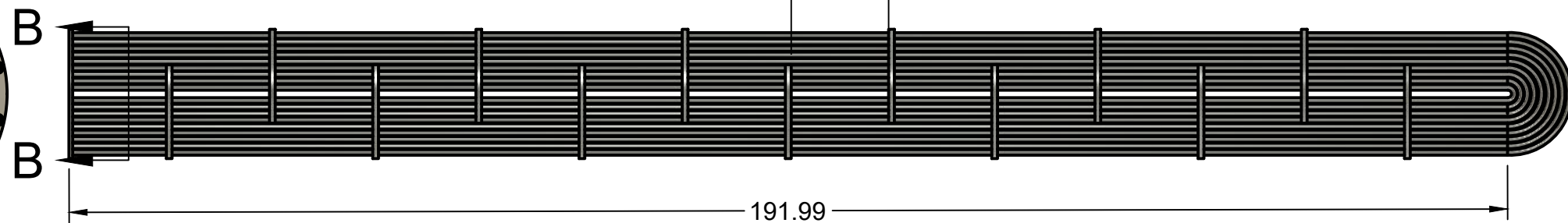
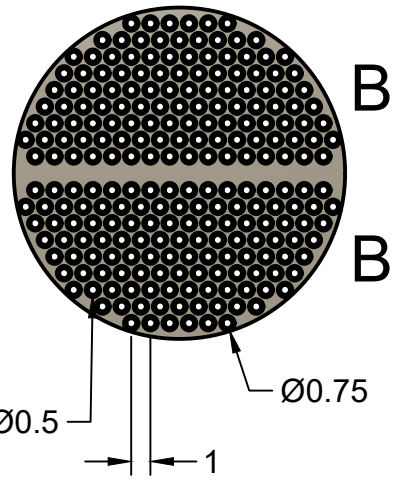


KETERANGAN	
C	Cooler
D	Distilasi
E	Expander
H	Heater
HE	Heat Exchanger
K	Kompressor
M	Mixer
P	Pompa
Q	Energi
R	Reaktor
RCY	Recycle
T	Tangki
TEE	Tee

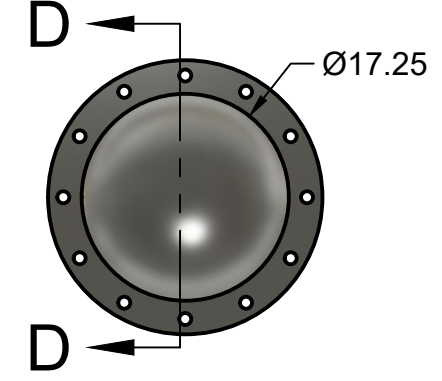
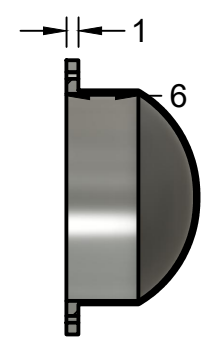
		Material Streams													
		toluene	methanol	3	4	gas	1	gass	2	6	10	15	14		
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.4341	0.0000	0.0000		
Temperature	C	25.00	25.00	25.13	25.00	25.00	25.00	25.00	25.00	25.07	144.8	25.00	25.00		
Pressure	atm	1.000	1.000	2.400	2.400	1.000	1.000	1.000	1.000	2.400	2.400	2.400	2.400		
Molar Flow	kgmole/h	180.2	181.7	180.2	181.7	0.0000	180.2	0.0000	181.7	369.9	369.9	9.363	9.357		
Mass Flow	kg/h	1.647e+004	5796	1.647e+004	5796	0.0000	1.647e+004	0.0000	5796	2.252e+004	2.252e+004	302.0	302.2		
Liquid Volume Flow	m3/h	18.93	7.276	18.93	7.276	0.0000	18.93	0.0000	7.276	26.52	25.58	0.3788	0.3790		
Heat Flow	kJ/h	1.755e+006	-4.358e+007	1.758e+006	-4.358e+007	0.0000	1.755e+006	0.0000	-4.358e+007	-4.374e+007	-4.627e+007	-2.236e+006	-2.233e+006		
		16	17	5	8	9	Bottom Reactor	7	26	27	12	18	21		
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000		
Temperature	C	25.00	25.00	25.00	450.0	450.0	450.0	250.0	1824	1132	64.72	111.9	99.49		
Pressure	atm	2.400	2.400	2.400	2.400	2.400	2.400	2.400	10.00	2.000	1.000	1.000	1.000		
Molar Flow	kgmole/h	8.000	1.363	189.7	369.9	369.9	0.0000	369.9	100.0	100.0	9.357	360.5	182.1		
Mass Flow	kg/h	258.1	43.96	6054	2.252e+004	2.252e+004	0.0000	2.252e+004	1803	1803	302.2	2.222e+004	3284		
Liquid Volume Flow	m3/h	0.3237	5.514e-002	7.599	26.52	25.58	0.0000	26.52	1.807	1.807	0.3790	25.20	3.291		
Heat Flow	kJ/h	-1.911e+006	-3.255e+005	-4.549e+007	-1.211e+007	-2.435e+007	0.0000	-2.181e+007	-1.624e+007	-1.971e+007	-1.859e+006	-5.193e+007	-5.086e+007		
		19	13	top storage	P-xilene	25	24	22	23	20	11	28			
Vapour Fraction		0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
Temperature	C	138.5	135.2	30.00	30.00	25.09	25.09	25.00	25.09	30.00	115.5	28.00			
Pressure	atm	1.000	2.400	1.000	1.000	10.00	10.00	1.000	10.00	1.000	2.400	2.000			
Molar Flow	kgmole/h	178.4	9.357	0.0000	178.4	100.0	82.14	182.1	182.1	178.4	369.9	100.0			
Mass Flow	kg/h	1.894e+004	302.2	0.0000	1.894e+004	1803	1481	3284	3284	1.894e+004	2.252e+004	1803			
Liquid Volume Flow	m3/h	21.91	0.3790	0.0000	21.91	1.807	1.484	3.291	3.291	21.91	25.58	1.807			
Heat Flow	kJ/h	-1.986e+005	-1.826e+006	0.0000	-4.150e+006	-2.848e+007	-2.340e+007	-5.189e+007	-5.188e+007	-4.150e+006	-5.387e+007	-2.846e+007			



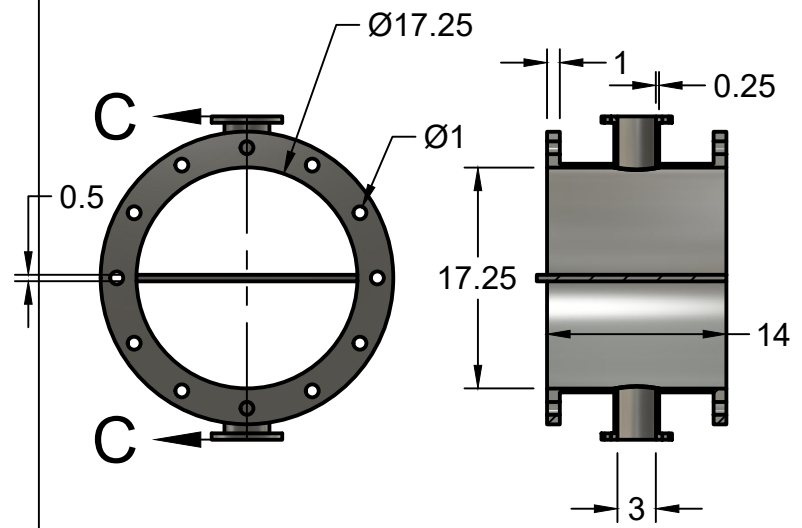
DETAIL A
SCALE 1:25



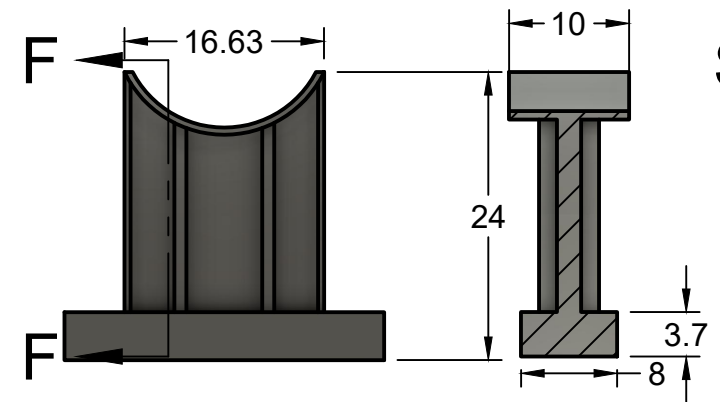
DETAIL B
SCALE 1:10



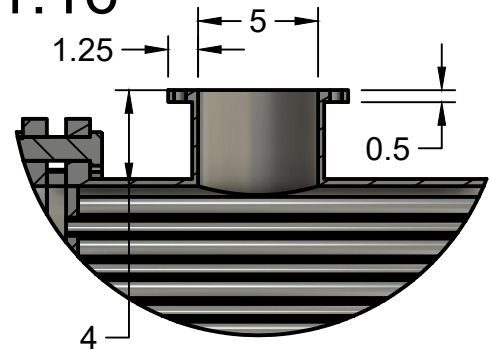
DETAIL D
SCALE 1:16



DETAIL C
SCALE 1:15




DETAIL F
SCALE 1:16



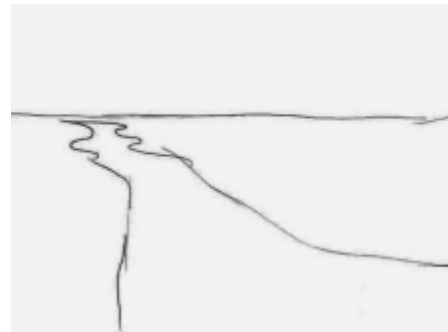
DETAIL E
SCALE 1:8

TABLE	
DETAIL CODE	DESCRIPTION
Detail Code A	1-2 Shell and Tube Exchanger
Detail Code B	Bundle Tube
Detail Code C	Head and Nozzle Tube
Detail Code D	Bottom
Detail Code E	Nozzle Shell
Detail Code F	Support Saddle

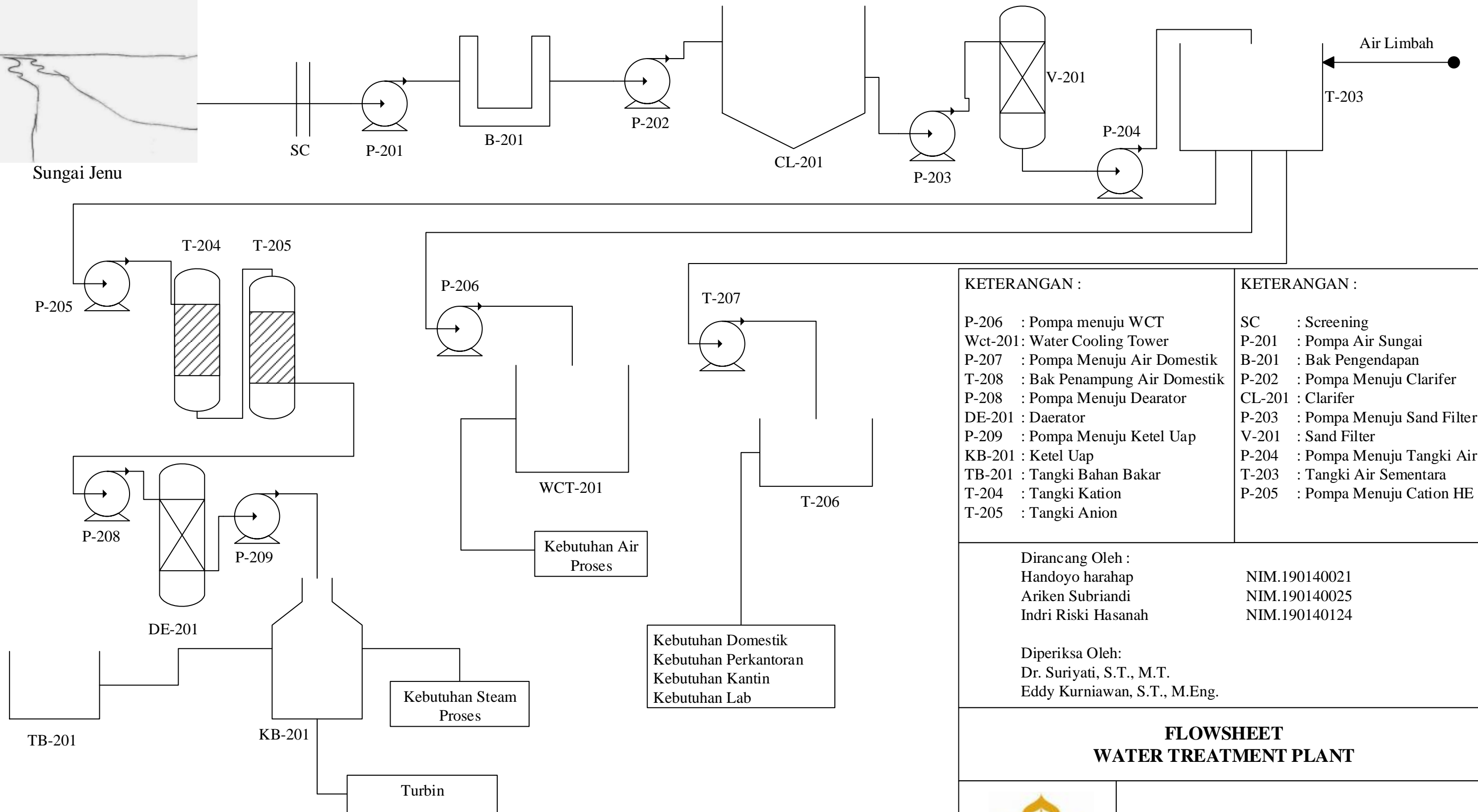
PART LIST		
ITEM	QTY	PART NUMBER
1	1	Head
2	1	Nozzle Tube In
3	1	Nozzle Shell In
4	1	Shell
5	167	Tube
6	13	Baffle
7	24	Bolt
8	24	Nut
9	1	Bottom
10	1	Nozzle Tube Out
11	1	Nozzle Shell Out
12	2	Support Saddle

1-2 Shell and Tube Exchanger	
Digambar Oleh :	Indri Riski Hasanah 190140124
Dosen Pembimbing :	Dr. Suryati, ST., MT 197007232005012002 Eddy Kurniawan, ST., M.Eng 197509122006041013
	PRODI TEKNIK KIMIA JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS MALIKUSSALEH 2023

WATER TREATMENT PLANT PABRIK *PARAXYLENE* DARI TOLUENE DAN METANOL MENGGUNAKAN PROSES ALKILASI TOLUENE DENGAN KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN



Sungai Jenu



KETERANGAN :

- P-206 : Pompa menuju WCT
- Wct-201: Water Cooling Tower
- P-207 : Pompa Menuju Air Domestik
- T-208 : Bak Penampung Air Domestik
- P-208 : Pompa Menuju Dearator
- DE-201 : Daerator
- P-209 : Pompa Menuju Ketel Uap
- KB-201 : Ketel Uap
- TB-201 : Tangki Bahan Bakar
- T-204 : Tangki Kation
- T-205 : Tangki Anion

KETERANGAN :

- SC : Screening
- P-201 : Pompa Air Sungai
- B-201 : Bak Pengendapan
- P-202 : Pompa Menuju Clarifer
- CL-201 : Clarifer
- P-203 : Pompa Menuju Sand Filter
- V-201 : Sand Filter
- P-204 : Pompa Menuju Tangki Air
- T-203 : Tangki Air Sementara
- P-205 : Pompa Menuju Cation HE

Dirancang Oleh :
Handoyo harahap
Ariken Subriandi
Indri Riski Hasanah

NIM.190140021
NIM.190140025
NIM.190140124

Diperiksa Oleh:
Dr. Suriyati, S.T., M.T.
Eddy Kurniawan, S.T., M.Eng.

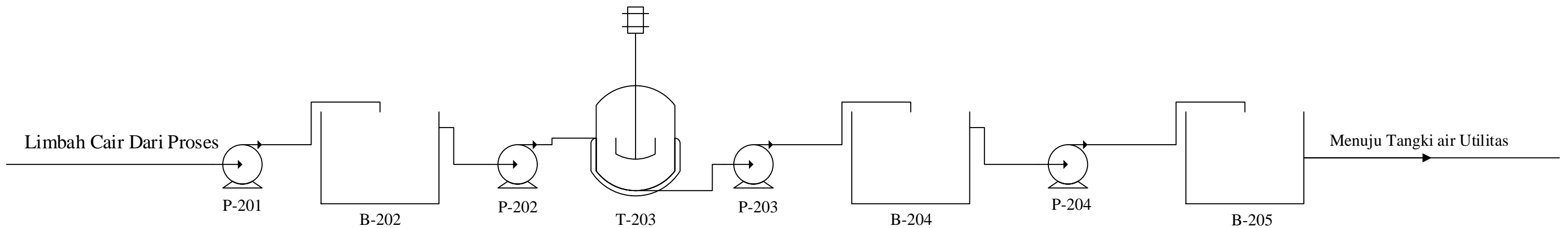
FLWSHEET WATER TREATMENT PLANT



universitas
MALIKUSSALEH

**PRODI TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKUTAS TEKNIK
UNIVERSITAS MALIKUSSALEH
2023**

UNIT PENGOLAHAN LIMBAH CAIR PABRIK *PARAXYLENE* DARI TOLUENE DAN METANOL MENGGUNAKAN PROSES ALKILASI TOLUENE DENGAN KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN



KETERANGAN :

- P-201 : Pompa Limbah Cair Menuju Bak Penampungan
- B-202 : Bak Penampungan
- P-202 : Pompa Menuju Bak Netralisasi
- T-203 : Tangki Netralisasi
- P-203 : Pompa Menuju Bak Pengendapan
- B-204 : Bak Pengendapan
- P-204 : Pompa Menuju Bak Sedimentasi
- B-205 : Bak Sedimentasi

Dirancang Oleh :

Handoyo Harahap NIM.190140021
 Ariken Subriandi NIM.190140025
 Indri Riski Hasanah NIM.190140124

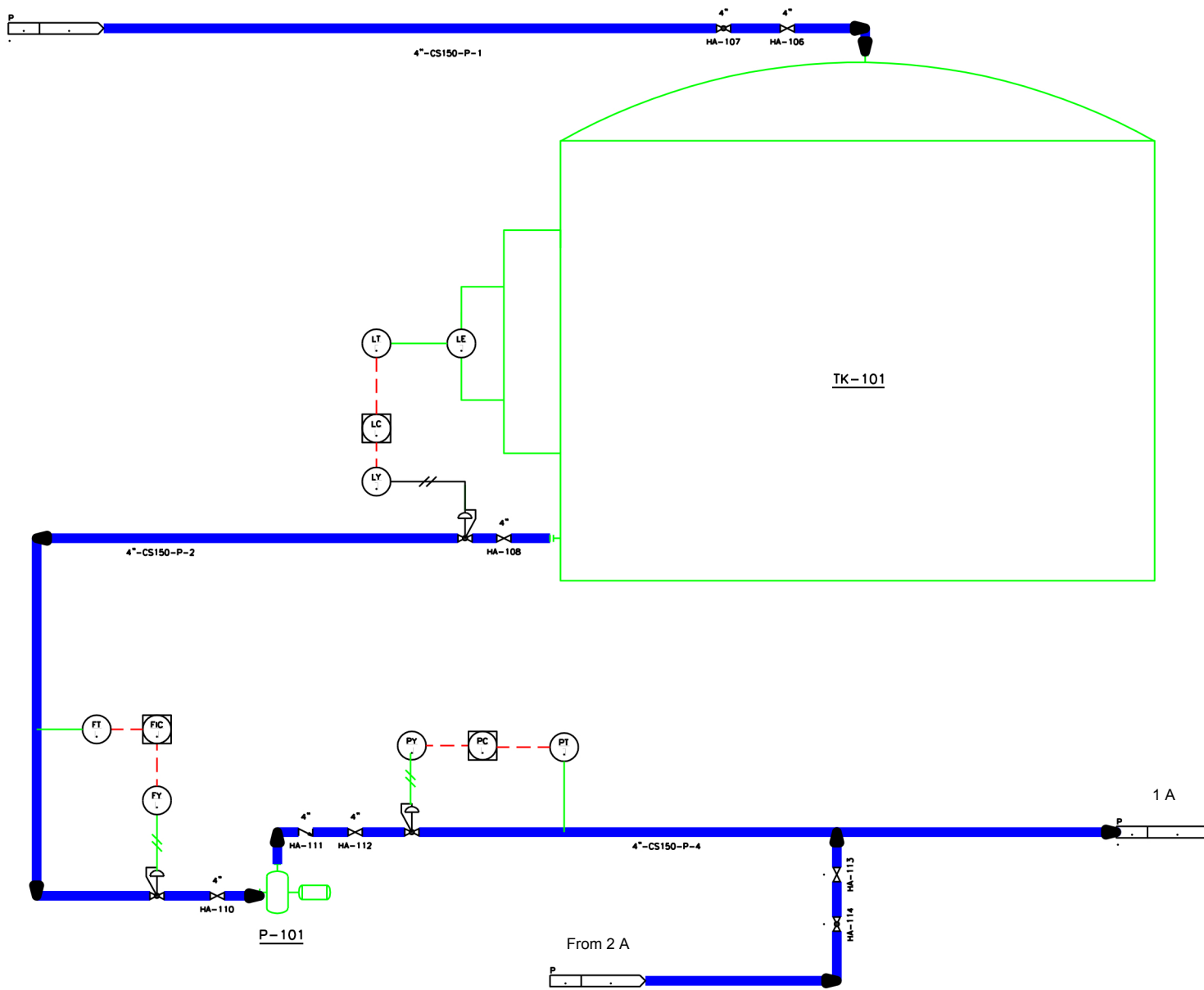
Diperiksa Oleh :

Dr. Suriyati, S.T., M.T.
 Eddy Kurniawan, S.T., M.Eng.

**FLWSHEET
 PENGOLAHAN LIMBAH CAIR PABRIK**



**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
 JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKUTAS TEKNIK
 UNIVERSITAS MALIKUSSALEH
 2023**



General Notes

TK-101 Tangki Toluene
 P- 101 Pompa

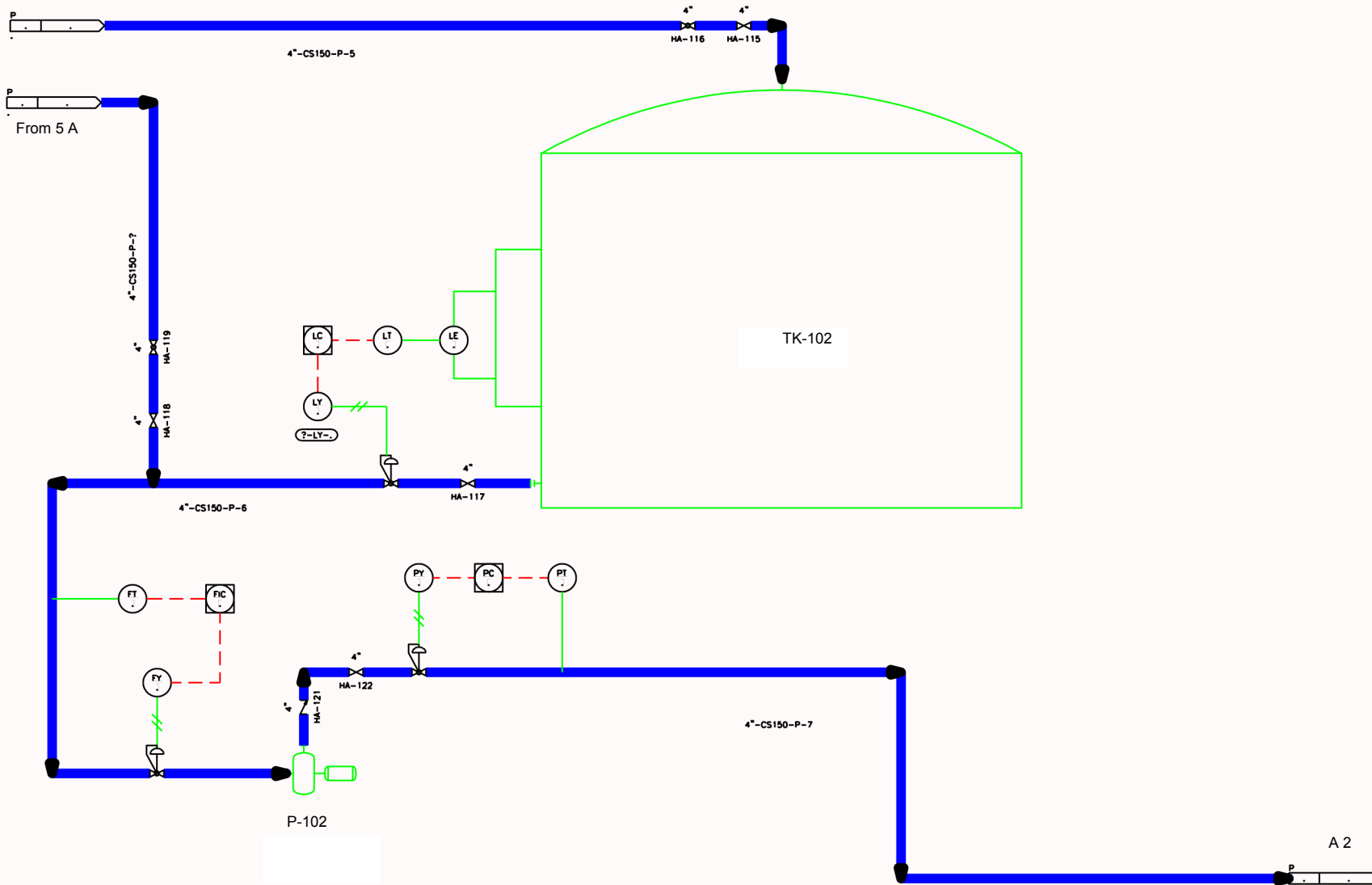
Digambar Oleh :

Handoyo Harahap
 190140021
 Ariken Subriandi
 190140025
 Indri Riski Hasanah
 190140124

**Prarancangan Pabrik
 Kimia Paraxylene
 Menggunakan Proses
 Alkilasi Toluene Dengan
 Kapasitas Pabrik 150.000
 Ton/Tahun**



UNIVERSITAS
 MALIKUSSALEH



General Notes

TK-102 Tangki Methanol

P-102 Pompa

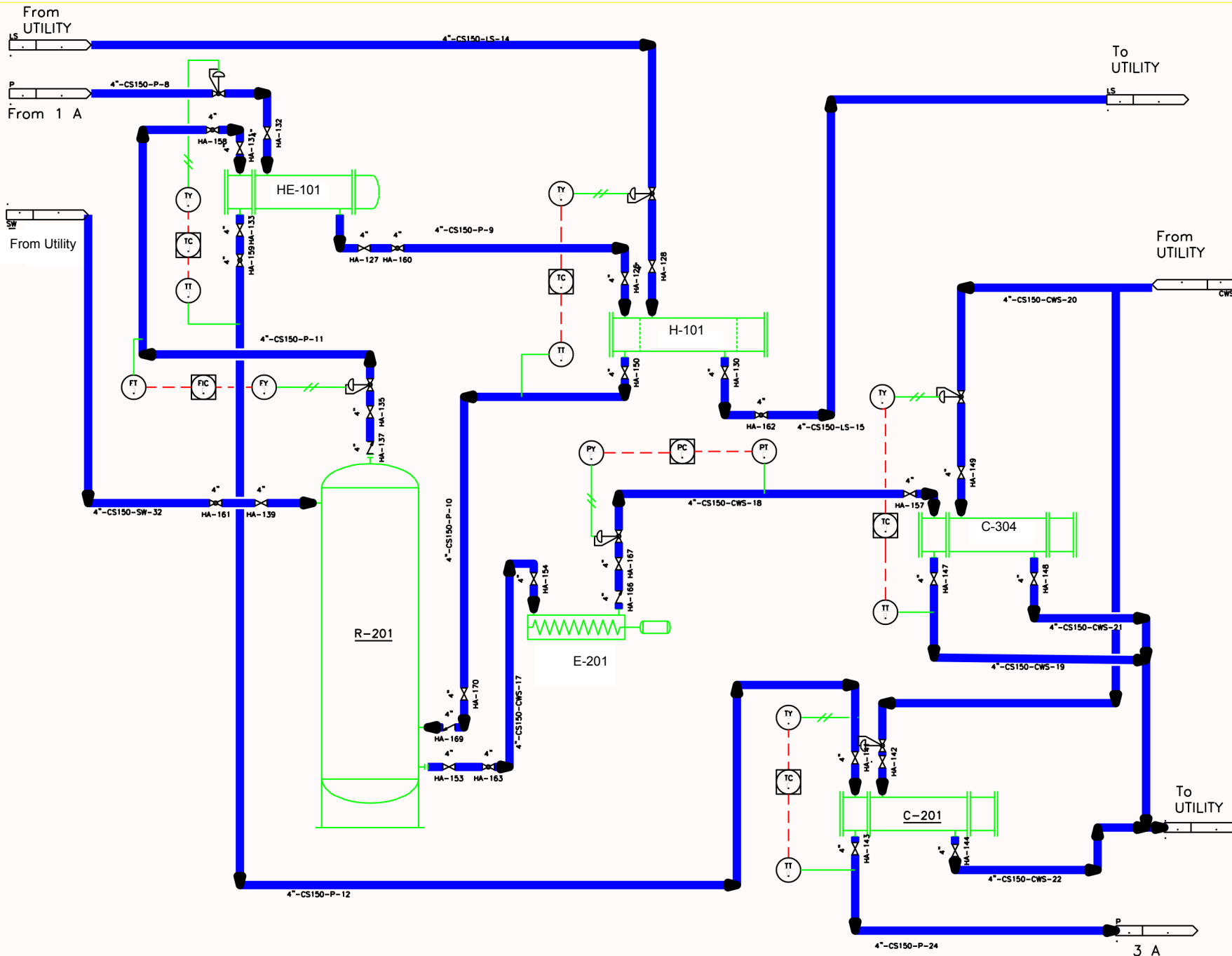
Digambar Oleh :

Handoyo Harahap
190140021
Ariken Subriandi
190140025
Indri Riski Hasanah
190140124

Prarancangan Pabrik Kimia
Paraxylene Menggunakan
Proses Alkilasi Toluene
Dengan Kapasitas Pabrik
150.000 Ton/Tahun



UNIVERSITAS
MALIKUSALEH



General Notes

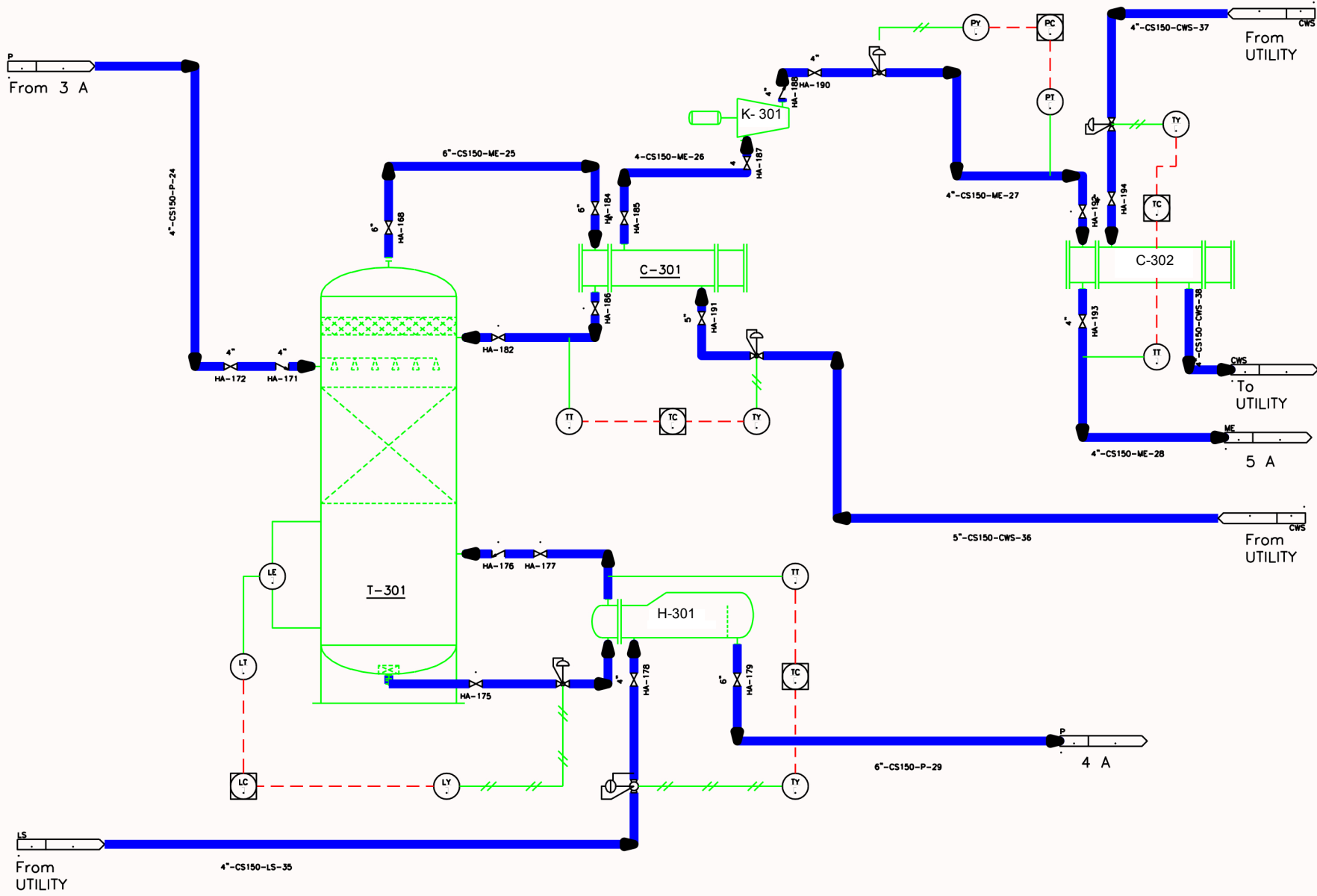
- C-201 Cooler
- C-304 Cooler
- E-201 Expander
- H-101 Heater
- HE-101 Heat Exchanger

Digambar Oleh :

Handoyo Harahap
190140021
Ariken Subriandi
190140025
Indri Riski Hasanah
190140124

Prarancangan Pabrik Kimia
Paraxylene Menggunakan
Proses Alkilasi Toluene
Dengan Kapasitas Pabrik
150.000 Ton/Tahun





General Notes

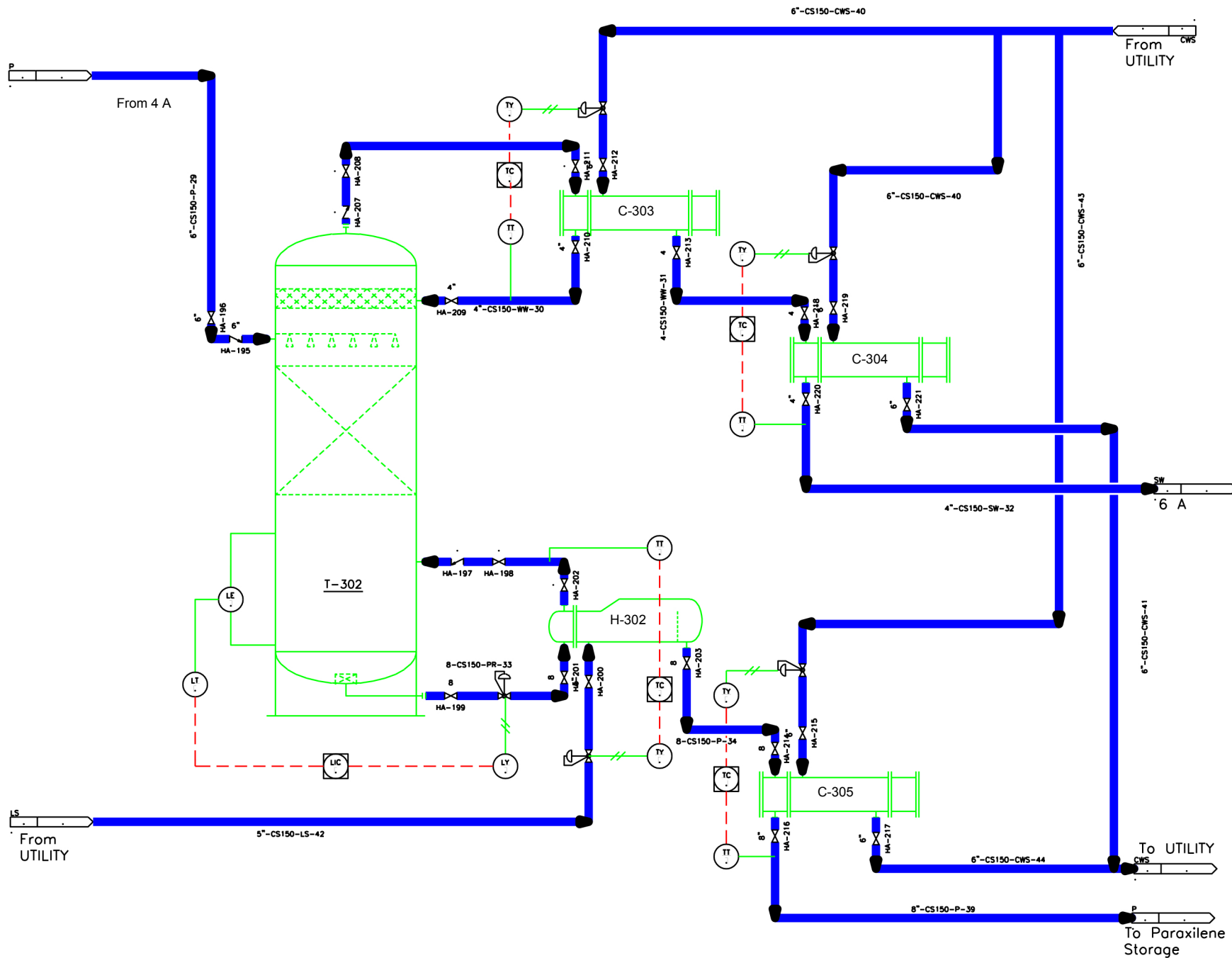
- C-301 Condensor
- C-302 Cooler
- H-301 Heater
- K-301 Compressor
- T-301 Distilasi

Digambar Oleh

Handoyo Harahap
190140021
Ariken Subriandi
190140025
Indri Riski Hasanah
190140124

Prarancangan Pabrik Kimia
Paraxylene Menggunakan
Proses Alkilasi Toluene
Dengan Kapasitas Pabrik
150.000 Ton/Tahun





General Notes

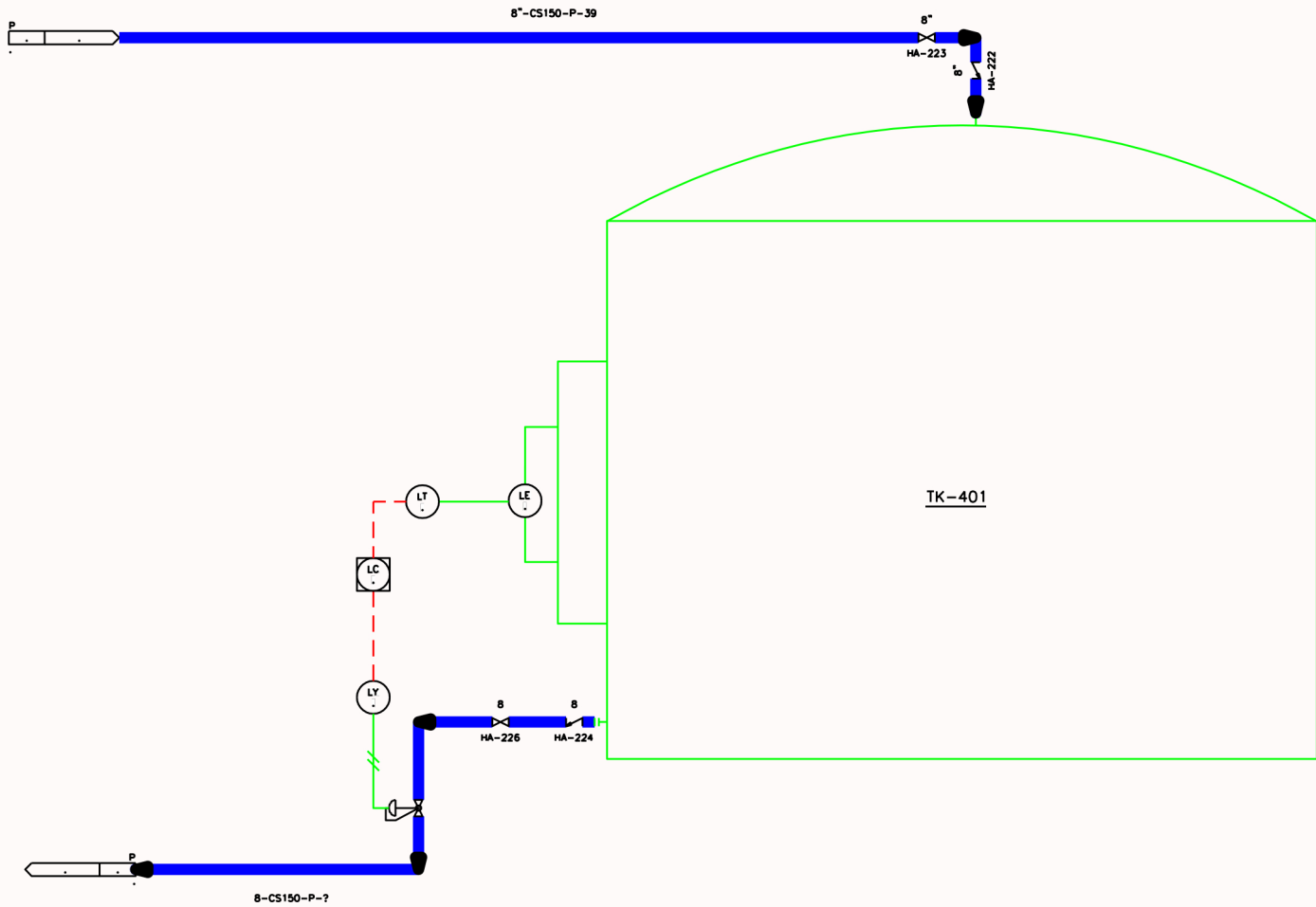
- C-303 Condensor
- C-304 Cooler
- C-305 Cooler
- H-302 Heater
- T-302 Distilasi

Digambar Oleh :

Handoyo Harahap
190140021
Ariken Subriandi
190140025
Indri Riski Hasanah
190140124

Prarancangan Pabrik Kimia
Paraxylene Menggunakan
Proses Alkilasi Toluene
Dengan Kapasitas Pabrik
150.000 Ton/Tahun





General Notes

TK-401 Tangki Paraxylene

Digambar Oleh :

Handoyo Harahap
 190140021
 Ariken Subriandi
 190140025
 Indri Riski Hasanah
 190140124

Prarancangan Pabrik Kimia
 Paraxylene Menggunakan
 Proses Alkilasi Toluene
 Dengan Kapasitas Pabrik
 150.000 Ton/Tahun

