PRA RANCANGAN PABRIK
METILANILIN DARI ANILIN DAN METANOL
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh :

Wihdan Hidayat (01 521 070)

Alphadian Prasetia (02 521 009)

JURUSAN TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

JOGJAKARTA

2007

PRA RANCANGAN PABRIK
METILANILIN DARI ANILIN DAN METANOL
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

SKRIPSI

Diajukan kepada Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia
Jogjakarta guna melengkapi syarat-syarat
untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia

Oleh :
Wihdan Hidayat (01 521 070)
Alphadian Prasetia (02521009)

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
JOGJAKARTA
2007

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL TUGAS AKHIR PRARANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan di bawah ini,

Nama : Wihdan Hidayat Nama : Alphadian Prasetia

No. Mahasiswa : 01521070 No.Mahasiswa : 02 521 009

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

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

Yogyakarta, 7 Juni 2007

Wihdan Hidayat Alphadian Prasetia

HALAMAN PERSEMBAHAN

Alhamdulillah. Tidak ada nama lain selain Keluarga Besar H. Bani Musapangat yang telah dengan sabar membentuk dan membebaskan watak dan perilaku ananda menjadi diri yang bebas dalam kemajemukan. Afwan untuk semua warna penghias yang tidak bisa kusebutkan satu persatu. Jazakumullah Khairan Katsira

KATA PENGANTAR

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَٰنِ الرَّحِيمِ

Assalamu'alaikum Wr, Wb.

Puji dan syukur terlimpah bagi Allah SWT, atas berkat rahmat dan ridho-Nya maka penulisan Tugas Akhir ini dapat terselesaikan. Sholawat serta salam penulis sampaikan kepada Nabi Muhammad saw sebagai pembawa rahmat di muka bumi.

Dengan segenap ketulusan hati, pada kesempatan ini penulis ingin menyampaikan ucapan terima kasih kepada :

1. Bapak Fathul Wahid, ST, MSc. Dekan Fakultas Teknologi Industri. Universitas Islam Indonesia.
2. Dra. Hj. Kamariah Anwar, MS. Ketua Jurusan Teknik Kimia, Universitas Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Ir. Bachrun Sutrisno, M.Sc. Selaku Dosen Pembimbing I.
4. Bapak Ir. Muhadi Ayub Wasitho, M.Eng. Selaku Dosen Pembimbing II
5. Untuk partner atas kelucuan dan keharmonisannya selama pengerjaan TA.
6. Semua temen-temen Teknik Kimia angkatan 1997-2006 yang tidak dapat disebutkan satu persatu.
7. Seluruh civitas akademika UII.
8. Dan semua pihak yang telah mendukungku dalam penyelesaian Tugas Akhir ini.

Penulis sadar bahwa Tugas Akhir ini masih jauh dari sempurna. Oleh karena itu kritik dan saran sangat penulis harapkan.

Harapan penulis semoga Tugas akhir ini dapat bermanfat bagi semua pihak. Amin.

Jazakumullah Khairan Katsira

Wassalamu'alaikum Wr, Wb.

Jogjakarta, Juli 2007

Penulis

BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses.....16

3.2 Spesifikasi Alat.....17

3.3 Peraancangan Produksi.....68

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik.....76

4.2 Letak Pabrik.....78

4.3 Tata Letak Alat Proses.....80

4.4 Utilitas.....84

4.5 Organisasi Perusahaan.....90

4.6 Evaluasi Ekonomi.....102

BAB V PENUTUP

5.1 Kesimpulan.....139

DAFTAR PUSTAKA.....140

LAMPIRAN

DAFTAR TABEL

Tabel I.1 Tabel Ekspor Impor Metilanilin di Indonesia.....3

Tabel IV.1 Tabel Penjadwalan Tugas Shift Karyawan.....99

Tabel IV.2 Tabel Gaji Karyawan.....100

Tabel IV.3 Tabel Harga Alat Proses.....107

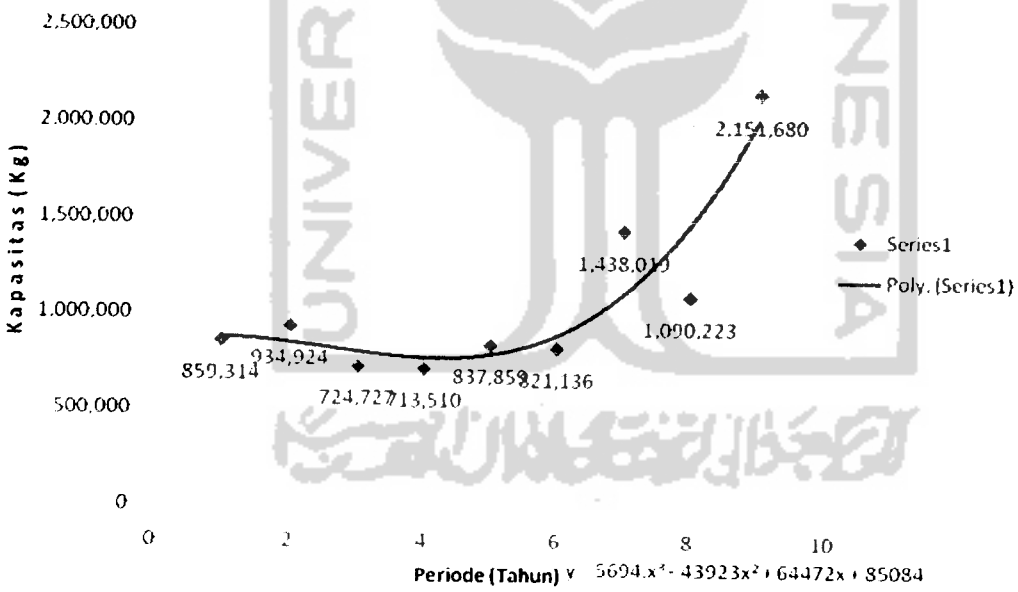
Tabel IV.4 Tabel Harga Alat Utilitas.....115

Tabel IV.5 Tabel Harga Alat Lokal Utilitas.....115

No	Tahun	Ekspor (kg)	Impor (kg)
1	1994	-	859.314
2	1995	13.968	934.924
3	1996	22.704	724.727
4	1997	-	713.510
5	1998	24.978	837.859
6	1999	81.257	821.136
7	2000	95.000	1.438.019
8	2001	-	1.090.223
9	2002	-	2.151.680

Tabel 1. Data ekspor-impor metilanilin di Indonesia

Dengan menggunakan microsoft excel didapat persamaan garis regresi polynomial :



Gambar I.1 Grafik Regresi polynomial kebutuhan metilanilin

$Y = 5694.x^3 - 43923.x^2 + 64472.x + 85084$

Misal untuk kebutuhan tahun 2010 sebesar :

X (periode tahun) = 2010 - 1994 = 17

Sehingga $y = 5694x17^3 - 43923x17^2 + 64472x17 + 85084 = 16.461.983$ kg

Atau 16.461.983 kg = 16.461 ton

Pada dasarnya ada dua faktor yang mempengaruhi dalam pemilihan lokasi pabrik yaitu faktor primer dan faktor sekunder.

1. Faktor primer meliputi :
   a. Letak pabrik terhadap pasar (market oriented)
   b. Letak pabrik terhadap sumber bahan baku (raw material oriented)
   c. Tersedianya sarana transportasi (transportasi oriented)
   d. Adanya tenaga kerja yang murah (labour oriented)
   e. Tersedianya sumber air, tenaga listrik dan bahan bakar yang cukup (power oriented)
2. Faktor sekunder meliputi :
   a. Harga tanah dan gedung
   b. Kemungkinan perluasan pabrik.
   c. Tersedianya tempat perbelanjaan untuk kepentingan pabrik.
   d. Keadaan masyarakat daerah (adat istiadat, keamanan dan sikap).
   e. Keadaan tanah dan iklim.

Dengan memperhatikan faktor-faktor diatas, maka pembangunan pabrik metilanilin dipilih di kawasan industri Tangerang, Banten dengan pertimbangan bahan baku, pemasaran, sumber energi dan sumber air.

a. Bahan baku pembuatan metilanilin yaitu anilin dan metanol mudah didapat karena kelancaran arus masuk bahan baku meliputi palabuhan Tanjung Priok yang dekat dengan lokasi pabrik.
b. Pemasaran produk metilanilin diutamakan untuk memenuhi kebutuhan di kawasan industri Jabotabek dan daerah-daerah lain. Sedangkan untuk

Dalam pra rancangan pabrik metilanilin ini dipilih proses yang pertama yaitu reaksi anilin dan metanol dengan katalisator alumina karena proses ini lebih sederhana dan bahan bakunya mudah diperoleh dengan harga yang lebih murah. Untuk proses kedua, bahan bakunya semua berasal dari luar negeri dengan harga yang mahal. Ditinjau dari potensial ekonomi, proses pertama lebih menguntungkan dibanding proses kedua. Konversi yang didapat pada proses pertama lebih tinggi.

Selain itu jika dilihat dari kondisi operasi juga lebih aman reaksi pertama yakni antara anilin dan metanol karena berjalan pada tekanan 30-60 psi, sedangkan reaksi yang kedua metilamin dengan chlorobenzen berjalan pada tekanan 900-1100 psi.

b. Metanol

Kenampakan	: cairan tidak berwarna
Rumus molekul	: CH_3OH
Berat molekul	: 32,043 kg/kmol
Titik didih	: 64,7°C
Titik leleh	: - 97,8°C
Suhu kritis	: 240°C
Tekanan kritis	: 77,7 atm
Spesific gravity	: 0,792
Viskositas(25°C)	: 0,541 cp
Kapasitas panas	: 0,344 kkal/kg
Kelarutan	: dapat campur dengan air
Kemurnian	: 99%
	1% H_2O

c. Bahan Pembantu

1. Katalis alumina

Spesifikasi : Al_2O_3 86%, 5% copper, 9% calcium oxide

Bentuk : pellet

2. Hidrogen

Kenampakan	: gas,tidak berwarna
Rumus molekul	: H_2
Berat molekul	: 2,016
Titik didih	: -252,7°C
Titik leleh	: -259,1°C
Spesifik gravity	: 0,0709
Kelarutan	: 2,1 cc per 100 gram air
Kemurnian	: 98,2%
	2,8% nitrogen

BAB V
PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Pabrik Metilanilin dengan kapasitas 15.000 ton/tahun dari Methanol dan Ailin digolongkan sebagai pabrik beresiko rendah karena bahan yang diolah adalah bahan yang tidak mudah meledak dan beroperasi pada tekanan yang rendah.

Analisis kelayakan pabrik tersebut adalah sebagai berikut:

1. Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 66.901.427.349,52 per tahun dan sesudah pajak sebesar Rp 33.450.713.674,76 per tahun.
2. Return On Investment (ROI) sebelum pajak sebesar 45,07 % dan sesudah pajak sebesar 22,53 %. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik beresiko rendah minimum 11 % (Aries and Newton, P 193)
3. Pay Out Time (POT) sebelum pajak sebesar 1,82 tahun dan sesudah pajak 3,07 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik beresiko rendah maksimum tahun (Aries and Newton, P 196)
4. Break Even Point (BEP) sebesar 42,15 %. Nilai BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40 % - 60 %
5. Shut Down Point (SDP) sebesar 25,46 %
6. Discounted Cash Flow (DCF) sebesar 27,63%

Suku bunga deposito dan pinjaman rupiah untuk 12 bulan rata-rata berkisar 13% (Bank BPD cabang Gentan). DCF diisyaratkan minimum 1,5 kali suku bunga pinjaman Bank yaitu sekitar 19,5%

Dari hasil analisis kelayakan di atas dapat disimpulkan pendirian pabrik Metilanilin dari Methanol dan Anilin dengan kapasitas 15.000 ton/tahun cukup menarik untuk dikaji lebih lanjut.

DAFTAR PUSTAKA

Aries, R. S., and Newton, R, D., 1954, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc. Graw Hill Book Co., New York.

Badan Pusat Statistik, 2003, *Statistik Perdagangan Luar Negeri – Ekspor*, Jilid 2, Badan Pusat Statistik, Jakarta.

Badan Pusat Statistik, 2003, *Statistik Perdagangan Luar Negeri – Impor*, Jilid 2, Badan Pusat Statistik, Jakarta.

Brown, G, G., 1950, *Unit Operation*, John Wiley and Sons. Inc., New York.

Browneli, L. E., and Young, E. H., 1959, *Process Equipment Design*, John Wiley and Sons. Inc., New York.

Coulson, J.M and Richardson, J.F, 1989, *Chemical Engineering*, vol 6, Pergamon International Library of Science.

Deahl,T.J, 1951, United State Patent Office, *Production of Secondary Aromatic Amine,* Shell Development Company, San Fransisco California corporation of Delaware.

Dean, J.A, 1934, *Lange's Handbook of Chemistry*, tweleft ed, Mc Graw Hill Book Company, New York.

Evans, Frank, L. Jr., 1974, *Equipment Design Handbook for Refiners and Chemical Plant*, Vol II, Guilf Publishing Company, Houston Texas.

Faith Keyes and Clark, 1981, *Industrial Chemical,* 2nd edition, John Wiley and Sons Inc., New York.

Groggins, P.H, 1958, *Unit Process in organic Synthesis*, Mc. Graw Hill Book, Kogakusha, Tokyo

Geiringer, P.L, 1962, *Handbook of Heat Transfer Media*, Reinhold Publising Copoporation, New York

Kern, D. Q., 1950, *Process Heat Transfer*, Mc. Graw Hill Book, Kogakusha, Tokyo.

Kirk Othmer, D. F., 1959, *Encyclopedia of Chemical Technology,* 2nd edition, John Wiley and Sons. Inc., New York.

Levenspiel Octave, 1972, *Chemical Reaction Engineering*, second edition, John Wiley and Sons, Inc

Ludwig, E. E., 1965, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants,* Vol II, Guilf Publishing Company, Houston Texas.

Mc Adams and William H., 1954, *Heat Transmission*, 3th edition, Mc. Graw Hill Book Co., New York

Mc Cabe, W. L., and Smith, J. C., 1976, *Unit Operation of Chemical Engineering*, 3rd edition, Mc. Graw Hill Book Co., Kogakusha, Tokyo.

Perry, R. H., 1984, *Perry's Chemical Engineer's Hand Book*, 6th edition, John Wiley and Sons, New York.

Petter, M. S., and Timmerhaus, K. D., *Plant Design and Economics for chemical Engineering*, Mc. Graw Hill Book Co., Kogakusha, Tokyo.

Powell, S. T., 1954, *Water Condition for Industry*, Mc Graw Hill Book Co., New York.

Reid, R.C dkk, 1991, *Sifat Gas dan Zat Cair*, ed 3, PT Gramedia Pustaka Utama , Jakarta

Sularso dan Tahara, H., 1991, *Pompa dan Compressor*, Pradnya Paramita, Jakarta.

Smith, J.M and Van Ness H .C, 1959, *Introduction to Chemical Engineering Thermodinamics*, 3 ed, Mc Graw Hill Kogakusha,Ltd

LAMPIRAN

FAK. TEKNOLOGI INDUSTRI
PERPUSTAKAAN
YOGYA

NERACA MASSA

Neraca massa dihitung menggunakan excel

Direncanakan dalam 1 tahun pabrik beroperasi selama 330 hari.

Kecepatan produksi = $15.000 \frac{ton}{th} \times \frac{1 th}{330 hari} \times \frac{1 hari}{24 jam} \times \frac{1000 kg}{1 ton}$

= 1893,9394 kg/jam

Persamaan reaksi kimia :

$$C_6H_5NH_2 + CH_3OH \longrightarrow C_6H_5NHCH_3 + H_2O$$

Konversi Aniline = 0,98

Berat molekul komponen :

BM H_2	=	2 kg/kmol
BM N_2	=	28 kg/kmol
BM CH_3OH	=	32 kg/kmol
BM H_2O	=	18 kg/kmol
BM $C_6H_5NH_2$	=	93 kg/kmol
BM $C_6H_5NO_2$	=	123 kg/kmol
BM $C_6H_5NHCH_3$	=	107 kg/kmol

Kemurnian bahan baku :

H_2	= 98,2	%mol
N_2	= 1,8	%mol
CH_3OH	= 99	% berat
H_2O	= 1	% berat
$C_6H_5NH_2$	= 99,5	% berat
$C_6H_5NO_2$	= 0,5	% berat

Kemurnian produk Methylaniline yang diinginkan = 99 %

1. REAKTOR

Perbandingan bahan masuk reaktor :

$C_6H_5NH_2 : CH_3OH : H_2 = 1 : 1,5 : 2,5$ (Perry)

Basis perhitungan = 100 kmol $C_6H_5NH_2$ umpan masuk reaktor

Maka : CH3OH masuk reaktor = 1,5 x 100 kmol/jam =150 kmol/jam (nBo)

H2 masuk reaktor = 2,5 x 100 kmol/jam = 250 kmol/jam

N_2 masuk reaktor = 1,8/98,8 x 250 kmol/jam = 4,5918 kmol/jam

Recycle dari perhitungan excel :

Recycle				
Komponen	Hasil condenser parsial		Hasil atas menara distilasi 1	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
H_2	250,0000	500,0000	-	-
N_2	4,5918	128,5714	-	-
CH_3OH	0,2627	8,4060	51,4786	1647,3160
H_2O	0,1477	2,6585	0,9244	16,6396
$C_6H_5NH_2$	0,0002	0,0166	-	-
$C_6H_5NO_2$	0,0000	0,0013	-	-
$C_6H_5NHCH_3$	0,0062	0,6584	-	-

Umpan segar :

1. CH_3OH = 150 kmol/jam - 0,2627 kmol/jam - 51,4786 kmol/jam
   = 98,2587 kmol/jam = 3144,2780 kg/jam

   H_2O = 1/99 x 3144,2780 kg/jam
   = 31,7604 kg/jam = 1.7645 kmol/jam
2. $C_6H_5NH_2$ = 100 kmol/jam - 0,0002 kmol/jam
   = 99,9998 kmol/jam = 9299,9834 kg/jam

   $C_6H_5NO_2$ = 0,5/99,5x9299,9834 kg/jam= 46,7336 kg/jam = 0,3799 kmol/jam

Umpan masuk reaktor = umpan segar + recycle

H_2	= 250,0000 kmol/jam =	500,0000 kg/jam
N_2	= 4,5918 kmol/jam =	128,5714 kg/jam
CH_3OH	= 150,0000 kmol/jam =	4800,0000 kg/jam
H_2O	= 2,8366 kmol/jam =	51,0585 kg/jam
$C_6H_5NH_2$	= 100,0000 kmol/jam =	9300,0000 kg/jam
$C_6H_5NO_2$	= 0,3800 kmol/jam =	46,7349 kg/jam
$C_6H_5NHCH_3$	= 0,0062 kmol/jam =	0,6584 kg/jam

konversi Aniline yang bereaksi = X_A = 98 % = 0,98 (US Patent)

Reaksi : $C_6H_5NH_2 + CH_3OH \longrightarrow C_6H_5NHCH_3 + H_2O$

$C_6H_5NH_2$ bereaksi = $C_6H_5NH_2$ umpan x konversi
= $nAo.X_A$
= 100 kmol/jam x 0,98
= 98 kmol/jam = 9114 kg/jam

$C_6H_5NH_2$ sisa = $nAo\ (1-X_A)$
= 100 (1-0,98) kmol/jam
= 2 kmol/jam = 186 kg/jam

CH_3OH bereaksi = $C_6H_5NH_2$ bereaksi
= 98 kmol = 3136 kg

CH_3OH sisa = $nBo - nAo.X_A$
= (150 – 98) kmol/jam
= 52 kmol/jam = 1664 kg/jam

$C_6H_5NHCH_3$ terbentuk = $C_6H_5NH_2$ bereaksi + recycle
= 98 kmol/jam + 0,0062 kmol/jam

H_2O terbentuk = $C_6H_5NH_2$ bereaksi + recycle
= 98 kmol/jam + 2,8366 kmol/jam

Neraca massa reaktor :

Komponen	Masuk			Keluar (kg/jam)
	Umpan segar (kg/jam)	Recycle condenser parsial (kg/jam)	Recycle menara distilasi 1 (kg/jam)	
H_2	-	500,0000	-	500,0000
N_2	-	128,5714	-	128,5714
H_2O	31,7604	2,6585	16,6396	1815,0585
CH_3OH	3144,2780	8,4060	1647,3160	1664,0000
C_6H_5NH2	9299,9834	0,0166	-	186,0000
$C_6H_5NO_2$	46,7336	0,0013	-	46,7349
$C_6H_5NHCH_3$	-	0,6584	-	10486,6584
Total	12522,7554	640,3123	1663,9555	14827,0232
	14827,0232			

2. CONDENSOR PARSIAL – SEPARATOR

Memisahkan H_2 dan N_2 dari campuran gas keluar reaktor untuk direcycle sebagai umpan masuk reactor. H_2 dan N_2 adalah komponen non condensable sehingga tidak ikut mengembun sedangkan campuran gas-gas lain dapat mengembun (condensable).

Untuk mendapatkan fase gas dan cair maka kondisi operasi condensor parsial dihitung menggunakan persamaan Antoine :

$$\text{Ln } P^o = A - \frac{B}{T + C}$$

Harga A,B, dan C untuk komponen kondensable (Reid)

Komponen	A	B	C
CH_3OH	18,5875	3626,55	-34,29
H_2O	18,3036	3816,44	-46,13
$C_6H_5NH_2$	16,6748	3857,52	-73,15
$C_6H_5NO_2$	16,2456	3655,26	-103,80
$C_6H_5NHCH_3$	16,3060	3756,28	-80,71

Menentukan K, V, dan L dengan rumus :

$K = P^o/P$

$$V = \frac{Fi}{(L/VK + 1)}$$

$L = F - V$

Perhitungan :

P total = P keluar reaktor = 2,467 atm = 1874,6792 mmHg

Dicoba = perbandingan cair uap (L/V), P, dan T

Sampai diperoleh L/V coba = L/V hitung

Dicoba : L/V = 606,650

P = 1,23 atm = 934,8124 mmHg

T = 375,7 K = 102,7 °C

Komponen	Umpan Kmol/jam	Ln P^o	P^o	K	V	Y	L	X
CH_3OH	52,0000	7,9653	2879,3723	3,0802	0,2627	0,6304	51,7373	0,2047
H_2O	100,8366	6,7237	831,8515	0,8899	0,1477	0,3544	100,6889	0,3983
$C_6H_5NH_2$	2,0000	3,9249	50,6485	0,0542	0,0002	0,0004	1,9998	0,0079
$C_6H_5NO_2$	0,3800	2,8024	16,4835	0,0176	0,0000	0,0000	0,3799	0,0015
$C_6H_5NHCH_3$	98,0062	3,5726	35,6074	0,0381	0,0062	0,0148	98,0000	0,3876
					0,4167	1,0000	252,8060	1,0000

L/V hitung = 252,8060/0,4167 = 606,650 ⟶ kondisi operasi coba **benar**

Komposisi hasil

Komponen	Umpan		Fase gas		Fase cair	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
H_2	250,0000	500,0000	250,0000	500,0000	0	0
N_2	4,5918	128,5714	4,5918	128,5714	0	0
H_2O	52,0000	1664,0000	0,2627	8,4060	51,7373	1655,5940
CH_3OH	100,8366	1815,0585	0,1477	2,6585	100,6889	1812,4000
C_6H_5NH2	2,0000	186,0000	0,0002	0,0166	1,9998	185,9834
$C_6H_5NO_2$	0,3800	46,7349	0,0000	0,0014	0,3799	46,7335
$C_6H_5NHCH_3$	98,0062	10486,6584	0,0062	0,6584	98,0000	10486,0000
	507,8145	14827,0232	255,0086	640,3123	252,8060	14186,7109

Neraca Massa condensor parsial :

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar	
		Fase gas (kg/jam)	Fase cair (kg/jam)
H_2	500,0000	500,0000	-
N_2	128,5714	128,5714	-
H_2O	1664,0000	8,4060	1655,5940
CH_3OH	1815,0585	2,6585	1812,4000
C_6H_5NH2	186,0000	0,0166	185,9834
$C_6H_5NO_2$	46,7349	0,0014	46,7335
$C_6H_5NHCH_3$	10486,6584	0,6584	10486,0000
Total	14827,0232	640,3123	14186,7109
			14827,0232

3. MENARA DISTILASI I

Memisahkan sebagian besar metanol dari campuran fase cair condensor parsial untuk direcycle sebagai umpan masuk reaktor. Metanol dipisahkan sebagai hasil atas dengan konsentrasi 99 % yaitu sebanyak 99,5 % metanol umpan menara distilasi I.

Light key component = CH_3OH

Heavy key component = H_2O

Hasil atas :

CH_3OH=99,5/100 x 51,7373 kmol/jam=51,4786 kmol/jam= 1647,3160kg/jam

H_2O = 1/99 x 1647,3160 kg/jam = 16,6396 kg/jam = 0,9244 kmol/jam

Hasil bawah :

CH_3OH = (51,7373–51,4786) kmol/jam= 0,2587 kmol/jam=8,2780kg/jam

H_2O = (100,6889–0,9244)kmol/jam

= 99,7645kmol/jam=1795,7604 kg/jam

$C_6H_5NH_2$ = 1,9998 kmol/jam = 185,9834 kg/jam

$C_6H_5NO_2$ = 0,3799 kmol/jam = 46,7335 kg/jam

$C_6H_5NHCH_3$= 98,0000 kmol/jam = 10486,0000 kg/jam

Neraca massa menara distilasi I:

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar	
		Hasil atas (kg/jam)	Hasil bawah (kg/jam)
H_2O	1812,4000	16,6396	1795,7604
CH_3OH	1655,5940	1647,3160	8,2780
C_6H_5NH2	185,9834	-	185,9834
$C_6H_5NO_2$	46,7335	-	46,7335
$C_6H_5NHCH_3$	10486,0000	-	10486,0000
Total	14186,7109	1663,9556	12522,7553
			14186,7109

4. MENARA DISTILASI II

Memisahkan sebagian besar metilanilin dari campuran hasil bawah menara distilasi 1 untuk diambil sebagai produk. Metilanilin dipisahkan sebagai hasil bawah dengan konsentrasi 99 % yaitu sebanyak 99,5 % metilanilin umpan menara distilasi II.

Light key component = $C_6H_5NH_2$

Heavy key component = $C_6H_5NHCH_3$

Hasil bawah :

$C_6H_5NH_2$ = (100/99x10433,57)- 46,7335-10433,57kg/jam

= 58,6561 kg/jam = 0,6307 kmol/jam

$C_6H_5NO_2$ = 0,3799 kmol/jam = 46,7335 kg/jam

$C_6H_5NHCH_3$ = 99,5/100 x 98kmol/jam

= 97,5100kmol/jam=10433,57kg/jam

Hasil atas :

CH_3OH = 0,2587 kmol/jam= 8,2780 kg/jam

H_2O = 99,7645kmol/jam=1795,7604 kg/jam

$C_6H_5NH_2$ = 1,9998 - 0,6307 kmol/jam =1,3691 kmol/jam=127,3273 kg/jam

$C_6H_5NHCH_3$ = 98 - 97,51 kmol/jam = 0,49kmol/jam = 52,43kg/jam

Neraca massa menara distilasi II

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar	
		Hasil atas (kg/jam)	Hasil bawah (kg/jam)
H_2O	1795,7604	1795,7604	-
CH_3OH	8,2780	8,2780	-
C_6H_5NH2	185,9834	127,3273	58,6561
$C_6H_5NO_2$	46,7335	-	46,7335
$C_6H_5NHCH_3$	10486,0000	52,4300	10433,5700
Total	14186,7109	1983,7957	10538,9596
			14186,7109

Untuk kapasitas 15.000 ton metilanilin/th = 1893,9394 ton/th maka setiap arus pada neraca massa dikalikan dengan faktor koreksi.

$$\text{Faktor koreksi} = \frac{1893,9394}{10538,9596} = 0,1797$$

Sehingga di dapat neraca massa untuk kapasitas 15.000 ton/th sebagai berikut :

1. Reaktor

Komponen	Masuk			Keluar (kg/jam)
	Umpan segar (kg/jam)	Recycle condenser parsial (kg/jam)	Recycle menara distilasi 1 (kg/jam)	
H_2	-	89,8542	-	89,8542
N_2	-	23,1054	-	23,1054
H_2O	5,7076	0,4778	2,9903	326,1812
CH_3OH	565,0531	1,5106	296,0365	299,0348
C_6H_5NH2	1671,2850	0,0030	-	33,4258
$C_6H_5NO_2$	8,3984	0,0002	-	8,3986
$C_6H_5NHCH_3$	-	0,1183	-	1884,5404
Total	2250,4441	115,0695	299,0268	
	2664,5404			**2664,5404**

2. Condensor Parsial dan Separator

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar	
		Fase gas (kg/jam)	Fase cair (kg/jam)
H_2	89,8542	89,8542	-
N_2	23,1054	23,1054	-
H_2O	326,1812	1,5106	325,7035
CH_3OH	299,0348	0,4778	297,5241
C_6H_5NH2	33,4258	0,0030	33,4228
$C_6H_5NO_2$	8,3986	0,0002	8,3984
$C_6H_5NHCH_3$	1884,5404	0,1183	1884,4221
Total	**2664,5404**	115,0695	2549,4709
			2664,5404

3. Menara Distilasi I

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar	
		Hasil atas (kg/jam)	Hasil bawah (kg/jam)
H_2O	325,7035	2,9903	322,7132
CH_3OH	297,5241	296,0365	1,4876
C_6H_5NH2	33,4228	-	33,4228
$C_6H_5NO_2$	8,3984	-	8,3984
$C_6H_5NHCH_3$	1884,4221	-	1884,4221
Total		299,0268	2250,4441
	2549,4709		**2549,4709**

4. Menara Distilasi II

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar	
		Hasil atas (kg/jam)	Hasil bawah (kg/jam)
H_2O	322,7132	322,7132	-
CH_3OH	1,4876	1,4876	-
C_6H_5NH2	33,4228	22,8818	10,5410
$C_6H_5NO_2$	8,3984	-	8,3984
$C_6H_5NHCH_3$	1884,4221	9,4221	1875,0000
Total		356,5047	1893,9394
	2250,4441		**2250,4441**

REAKTOR FIXED BED

Fungsi : Mereaksikan antara anilin ($C_6H_5NH_2$) dengan metanol (CH_3OH) membentuk methylanilin ($C_6H_5NHCH_3$) sebanyak 2664,5404 kg/j dalam fasa gas dengan bantuan katalisator padat.

Jenis Alat : Reaktor Fixed bed

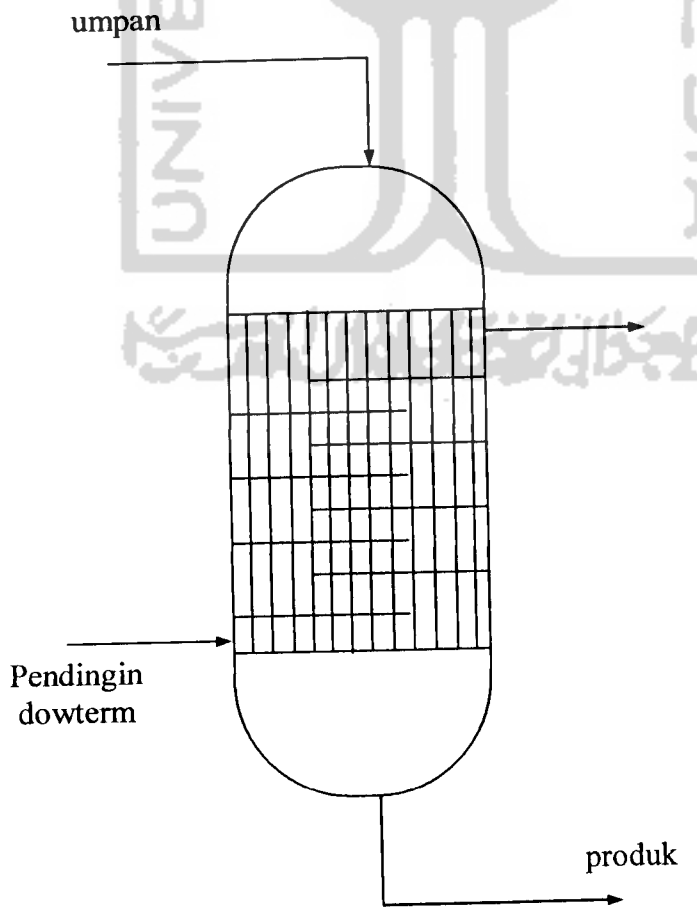
Reaksi : $C_6H_5NH_2 + CH_3OH \longrightarrow C_6H_5NHCH_3 + H_2O$

Katalis : 5 % copper, 9% calcium oxide, 86 % alumina

Konversi : 98% = 0,98

Kondisi operasi :

Suhu	= 276,91-365,07°C	Tekanan	= 3 atm
Sifat reaksi	= eksotermis	Kondisi proses	= non adiabatis



Neraca massa masuk reaktor

Komponen	Kgmol/jam	Kg/jam
H_2	44,9271	89,8542
N_2	0,8252	23,1054
CH_3OH	26,9563	862,6002
H_2O	0,5097	9,1757
$C_6H_5NH_2$	17,9708	1671,2880
$C_6H_5NO_2$	0,0683	8,3986
$C_6H_5NHCH_3$	0,0011	0,1183
Jumlah	91,2585	2664,5404

Maka pada saat konversi = Xa

nA = nAo (1- Xa)

nB = nBo – nAo . Xa

nC = nAo . Xa + nCo

nD = nAo . Xa + nDo +

nt = nA + nB + nC + nD

Neraca massa keluar reaktor

Komponen	Kgmol/jam	Kg/jam
H_2	44,9271	89,8542
N_2	0,8252	23,1054
CH_3OH	9,3448	299,0348
H_2O	18,1212	326,1812
$C_6H_5NH_2$	0,3594	33,4258
$C_6H_5NO_2$	0,0683	8,3986
$C_6H_5NHCH_3$	17,6125	1884,5404
Jumlah	91,2585	2664,5404

FAK. TEKNOLOGI INDUSTRI PERPUSTAKAAN UII YOGYAKARTA

Konsanta kecepatan reaksi :

$$A + B \longrightarrow C + D$$

Dengan kecepatan reaksi :

$$-rA = k \,.\, CA \,.\, CB$$

Pada reaktor fixed bed berlaku

$$\theta = CAo \,.\, \int \frac{dXA}{(-rA)}$$

$$= CAo \,.\, \int \frac{dXA}{k.CA.CB}$$

$$= \frac{CAo}{k} \int \frac{dXA}{CAo^2 (1-XA)(M-XA)}$$

$$= \frac{1}{k.CAo} \int \frac{dXA}{(1-XA)(M-XA)}$$

$$k = \frac{1}{\theta.CAo} \int \frac{dXA}{(1-XA)(M-XA)}$$

$$= \frac{1}{(M-1)\theta.CAo} \ln \frac{M-XA}{M(1-XA)} \Big|_0^{XA}$$

$$CAo = \frac{nAo}{nt} \cdot \frac{Pt}{R \,.\, T}$$

$$nt = nA + nB + nC + nD$$

$$= 0{,}3594 + 9{,}3348 + 17{,}6125 + 18{,}1212$$

$$= 45{,}4279$$

$$M = \frac{nBo}{nAo} = \frac{26{,}9563}{17{,}9708} = 1{,}5$$

$$k = \frac{1}{(M-1)\theta.CAo} \ln \frac{M-XA}{M(1-XA)} \Big|_0^{XA}$$

$$= \frac{1}{(1,5-1)2,8\text{det}.\left(\frac{17,9708}{45,4279}\right)\left(\frac{3atm}{82,06lt\,atm/gmol\,K}\right)} \ln \frac{1,5-XA}{1,5(1-XA)}\Big|_{0}^{0,98}$$

$$= \frac{1}{(M-1)\ 6,77.10^{-5}} \left(\ln \frac{1,5-0,98}{1,5(1-0,98)} - \ln \frac{1,5-0}{1,5(1-0)}\right)$$

$$= \frac{14770,9705(1,8281-0)}{(M-1)}$$

$$= \frac{27002,8112\,cm^3/gmol\ \text{det}}{(1,5-1)}$$

$= 54005,6224\ \text{cm}^3/\text{gmol det}$

Jadi pada suhu $T_1 = 325^oC = 598\ K$ $\quad k_1 = 54005,6224\ \text{cm}^3/\text{gmol det}$

$T_2 = T_1 + 10^oC$ $\quad k_2 = 2\ .k_1$

$= 335^oC = 608\ K$ $\quad k_2 = 108011,2448\ \text{cm}^3/\text{gmol det}$

Persamaan Arhenius

$k = A\ e^{(-E/RT)}$

atau :

$\ln k = \ln A - E/RT$ -------> $B = -E/R$

$\ln k = \ln A - B/T$

maka

$\ln k_1 = \ln A + B/T_1$

$\ln k_2 = \ln A + B/T_2$ -

$$\ln k_1/k_2 = B\left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2}\right)$$

$$\ln 0,5 = B\left(\frac{1}{598} - \frac{1}{608}\right)$$

$-0,6931 = 2,75.10^{-5}\ .\ B$

$B = -25200,007$

$\ln k_1 = \ln A + B / T_1$

$\ln 54005,6224 = \ln A + (-25200,007 / 598)$

dimana :

$\frac{dTs}{dz}$ = perubahan suhu pendingin persatuan panjang

U = overall heat transfer

nAo = mol A mula-mula, gmol

Do = diameter luar pipa

Ts = suhu pendingin

T = suhu

$(\sum m.cp)_{pendingin}$ = kapasitas panas pendingin

Pressure Drop

Pressure Drop gas dalam pipa berkatalis dapat diperkirakan dengan persamaan 11.6, Rase :

$$\frac{gc.dp}{\mu s.dz} = 150\ \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3}\ \frac{\mu}{Dp^2} + 1{,}75\ \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3}\ \frac{G}{Dp}$$

Persamaan diatas dapat ditulis :

$$fk = 1{,}75 + 150\left(\frac{1-\varepsilon}{Dp.\frac{G}{\mu}}\right)$$

$$\frac{dp}{dz} = \frac{fk.G^2}{Dp.\rho f.gc}\left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3}\right)$$

dimana :

dp/dz = perubahan tekanan per satuan panjang

fk = faktor friksi

G = kecepatan massa per satuan luas

Dp = diameter partikel

ρf = densitas gas

gc = konstanta gravitasi

ε = porositas katalis

Panas Reaksi

Panas reaksi dihitung berdasarkan selisih panas pemebentukan (ΔHf) pada suhu referensi 25°C ditambah nilai integrasi beda kapasitas panas.

ΔH_R^o = ΔHf produk - ΔHf reaktan

$$\Delta H_{RT} = \Delta H_R^o + \int_{298}^{T} \Delta cp \, .dT \qquad \text{(Smith, Vaness)}$$

Reaksi : $C_6H_5NH_2 + CH_3OH \longrightarrow C_6H_5NHCH_3 + H_2O$

Komponen	ΔHf	A	B	C	D
$C_6H_5NH_2$	111,25	63,288	$9,896.10^{-1}$	$-2,358.10^{-3}$	$2,329.10^{-6}$
CH_3OH	-201,17	40,152	$3,104.10^{-1}$	$-1,029.10^{-3}$	$1,459.10^{-6}$
$C_6H_5NHCH_3$	88	108,285	$6,146.10^{-1}$	$-1,520.10^{-3}$	$1,658.10^{-6}$
H_2O	-241,80	93,053	$-3,995.10^{-1}$	$-2,110.10^{-3}$	$5,347.10^{-7}$

Satuan : kJ / mol K

ΔH_R^o = ΔHf produk - ΔHf reaktan

ΔH_R^o = (88-214,80) – (111,55-201,17)

= -64,18 kJ/mol K

$$= -64180 \text{ J/mol K} \times \frac{kal}{4,186J}$$

= -15332,0593 kal/mol K

$$\Delta H_{RT} = \Delta H_R^o + \int_{298}^{T} \Delta cp \, .dT \qquad \text{(Smith, Vaness)}$$

$$= \Delta H_R^o + \int_{298}^{T} (\Delta cpA + \Delta cpBT + \Delta cpCT^2 + \Delta cpDT^3)dT$$

$$= \Delta H_R^o + \int_{298}^{T} (96,8977 - 7,2537.10^{-1}T + 1,6562.10^{-3}T^2 - 1,5965.10^{-6}T^3)dT$$

$= -64,18 + [\ 96,8977(\ T-298\ ) + ½\ (-7,2437.10^{-1})(\ T^2-298^2\ ) + 1/3\ (1,6562.10^{-3})(T^3-298^3) + ¼\ (-1,5965.10^{-6})(T^4-298^4)]$

Overall Heat Transfer

1. Koefisien transfer panas pipa luar (hio)

   dari persamaan 6-2 Kern, diperoleh :

$$Hi = 0{,}027 \left(\frac{Dp.Gt}{\mu}\right)^{0,8} \left(\frac{cp.\mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{k}{Di}\right)$$

   Dimana :

   Dp = diameter partikel katalis

   Di = diameter dalam pipa

   k = konduktivitas termal

   μ = viskositas gas

   cp = panas jenis gas

   Gt = kecepatan massa per satuan luas

   Hi = koefisien transfer panas pipa dalam

$$Hio = Hi \cdot \frac{ID}{OD}$$

2. Koefisien transfer panas dinding pipa dalam shell (Ho)

   Dari persamaan hal 137 Kern, diperoleh :

$$Ho = 0{,}36 \left(\frac{De.Gp}{\mu p}\right)^{0,8} \left(\frac{cp_p.\mu p}{kp}\right)^{1/3} \left(\frac{kp}{De}\right)$$

   Dimana :

   De = diameter equivalent

   kp = konduktivitas termal pendingin

   μp = viskositas pendingin

   cp_p = panas jenis pendingin

   Gp = kecepatan massa pendingin per satuan luas

   Ho = koefisien transfer panas pipa dalam

3. Koefisien transfer panas gabungan (U)

   dari persamaan Kern hal 106

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

Diameter Equivalent (De) (pers 7-3 , kern)

$$De = \frac{4x(Pt^2 - \pi OD^2/4)}{\pi . OD} \text{ in}$$

$$De = \frac{4Pt^2 - \pi OD^2}{4.\pi . OD}$$

Diameter shell (IDs)

Diameter shell yang dipakai untuk Nt pipa

Luas shell : As = 1,1 . Nt . Pt^2

Diameter shell : IDs = $\sqrt{\frac{4.As}{\pi}}$

Katalisator

Katalis yang digunakan : 5% copper, 9% calcium oxide, 86% alumina

- bentuk : pellet
- ukuran : D = 3/8 in = 0,9525 cm (Rase)
  H = 3/8 in = 0,9525 cm
- bulk density = ρ katalis (1-0,36) g/cm^3
  = 3,5 (1 – 0,36)
  = 2,24 g/cm^3
- umur katalis = 1 tahun

Diameter Partikel (Dp)

Diameter partikel katalis yang equivalent dengan diameter bola dengan volume yang sama dengan volume katalis.

Volume katalis = π D^2/4 . H

$$= \frac{3,14(0,9525cm)^2 . 0,9525\,cm}{4}$$

= 0,6783 cm^3

Volume bola = Volume katalis

= π Dp^2 / 6

maka : $Dp = \sqrt[3]{\frac{Vb.6}{\pi}}$

$= \sqrt[3]{\frac{0{,}6783 cm^3 .6}{3{,}14}}$

= 1,0903 cm

Pemilihan Pipa

Dalam pemilihan pipa harus diperhatikan faktor perpindahan panas, pengaruh bahan isian di dalam pipa terhadap koefisien transfer panas konversi diketik oleh Colburn (Smith, P.571) dan diperoleh hubungan pengaruh rasio (Dp/Dt) atau perbandingan diameter katalis dengan diameter pipa dengan koefisien transfer panas pipa berisi katalis disbanding koefsien 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 disbanding koefisien transfer panas pada pipa kosong

Dari data diatas diperoleh (hw/h) maksimal terjadi pada 7,8 pada (Dp/Dt) = 0,15

Dp/Dt = 0,15

(pipa) $Dt = \frac{Dp}{0{,}15} = \frac{1{,}0903 cm}{0{,}15}$ = 7,2687 cm = 2,8617 in

Dipilih pipa dengan ukuran standar (Kern, table 11)

Nps = 3 in

OD = 3,5 in = 8,89 cm

ID = 3,068 in = 7,7927 cm

Sch = 40

Jumlah pipa

Ditentukan berdasarkan turbulensi gas dalam pipa berkatalis dalam suatu reaksi kasus terjadi tumbukan molekul yang optimum keadaan tersebut terjadi bila keadaan turbulen yaitu bilangan reynold Re diatas 3100

Spericity , $\psi = \frac{luas\ area\ bola}{luas\ area\ katalis}$

Luas area bola = $\pi\ Dp^2$

$= \pi\ (1{,}0903\ cm)^2 = 3{,}7327\ cm^2$

Luas area katalis = $\pi\ D\ H + 2\frac{\pi D^2}{4}$

$= 3{,}14\ (0{,}9525\ cm)\ (0{,}9525\ cm) + 2\ \frac{3{,}14.(0{,}9525 cm)^2}{4}$

$= 2{,}8488\ cm^2 + 1{,}4244\ cm^2$

$= 4{,}2732\ cm^2$

maka $\psi = \frac{3{,}7327 cm^2}{4{,}2732 cm^2} = 0{,}8735$

Dari fig 223 Brown diperoleh $\varepsilon = 0{,}36$

a. Jumlah pipa maksimum

Terjadi bila fluida dalam pipa pada keadaan turbulen minimum Re= 3100

$\text{Re} = \frac{F\,\text{Re}.Dp.Gt}{\mu}$

dari fig 219 Brown FRe = 55

viskositas = 0,0215 cp = 0,000215 g/cm.det

Dp = 1,0903 cm

Maka :

$$3100 = \frac{55.1{,}0903 cm.Gt}{0{,}000215\ g/cm.\text{det}}$$

0,6665 g/cm det = 59,9665 cm . Gt

$Gt = 0{,}0111\ g/cm^2\ \text{det}$

Kecepatan gas = 2664,5549 kg/j = 740,1541 g/det

Konsanta kecepatan reaksi :

$$A + B \longrightarrow C + D$$

Dengan kecepatan reaksi :

$$-rA = k \cdot CA \cdot CB$$

Pada reaktor fixed bed berlaku

$$\theta = CAo \cdot \int \frac{dXA}{(-rA)}$$

$$= CAo \cdot \int \frac{dXA}{k.CA.CB}$$

$$= \frac{CAo}{k} \int \frac{dXA}{CAo^2 (1-XA)(M-XA)}$$

$$= \frac{1}{k.CAo} \int \frac{dXA}{(1-XA)(M-XA)}$$

$$k = \frac{1}{\theta.CAo} \int \frac{dXA}{(1-XA)(M-XA)}$$

$$= \frac{1}{(M-1)\theta.CAo} \ln \frac{M-XA}{M(1-XA)} \Big|_0^{XA}$$

$$CAo = \frac{nAo}{nt} \cdot \frac{Pt}{R \cdot T}$$

$$nt = nA + nB + nC + nD$$

$$= 0{,}3594 + 9{,}3348 + 17{,}6125 + 18{,}1212$$

$$= 45{,}4279$$

$$M = \frac{nBo}{nAo} = \frac{26{,}9563}{17{,}9708} = 1{,}5$$

$$k = \frac{1}{(M-1)\theta.CAo} \ln \frac{M-XA}{M(1-XA)} \Big|_0^{XA}$$

$$= \frac{1}{(1,5-1)2,8\text{det}.\left(\frac{17,9708}{45,4279}\right)\left(\frac{3atm}{82,06lt\,atm/gmol\,K}\right)} \ln \frac{1,5-XA}{1,5(1-XA)}\Big|_0^{0,98}$$

$$= \frac{1}{(M-1)\ 6,77.10^{-5}} \left(\ln \frac{1,5-0,98}{1,5(1-0,98)} - \ln \frac{1,5-0}{1,5(1-0)}\right)$$

$$= \frac{14770,9705(1,8281-0)}{(M-1)}$$

$$= \frac{27002,8112\,cm^3/gmol\ \text{det}}{(1,5-1)}$$

$= 54005,6224$ cm^3/gmol det

Jadi pada suhu $T_1 = 325^oC = 598$ K $\quad k_1 = 54005,6224$ cm^3/gmol det

$T_2 = T_1 + 10^oC \quad k_2 = 2 . k_1$

$= 335^oC = 608$ K $\quad k_2 = 108011,2448$ cm^3/gmol det

Persamaan Arhenius

$k = A\ e^{(-E/RT)}$

atau :

$\ln k = \ln A - E/RT$ -------> $B = -E/R$

$\ln k = \ln A - B/T$

maka

$\ln k_1 = \ln A + B/T_1$

$\ln k_2 = \ln A + B/T_2$ -

$$\ln k_1/k_2 = B\left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2}\right)$$

$$\ln 0,5 = B\left(\frac{1}{598} - \frac{1}{608}\right)$$

$-0,6931 = 2,75.10^{-5}\ .\ B$

$B = -25200,007$

$\ln k_1 = \ln A + B / T_1$

$\ln 54005,6224 = \ln A + (-25200,007 / 598)$

$10,8968 = \ln A - 42,1405$

$\ln A = 53,0373$

$A = 1,0809 .10^{22}$

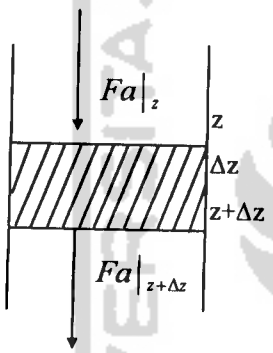
Maka :

$k = A\, e^{-E/RT} = A\, e^{B/T}$

$k = 1,0809 . 10^{23}\, e^{-25200,007/T}$ $cm^3/gmol\ det$

Neraca Massa Elemen Volume

Ditinjau untuk 1 pipa



Input – output = Accumulation

$Fa|_z - \left[Fa|_{z+\Delta z} + (-ra).dv\right] = \text{Acc}$

$Fa|_z - Fa|_{z+\Delta z} - (-ra).dv = 0$

$-\left(Fa|_{z+\Delta z} - Fa|_z\right) = (-ra).dv \longrightarrow dv = \frac{\pi\, Di^2}{4} \varepsilon . \Delta z$

Maka :

$-\left(Fa|_{z+\Delta z} - Fa|_z\right) = (-ra).\frac{\pi\, Di^2 .\varepsilon .\Delta z}{4}$

$\underset{\Delta z \to 0}{Lim} - \frac{\Delta FA}{\Delta z} = (\text{-rA}) . \frac{\pi\, Di^2\, \varepsilon}{4}$

$- \frac{dFA}{dz} = \frac{k.CA.CB .\pi\, Di^2 .\varepsilon}{4}$

$$FAo \cdot \frac{dXA}{dz} = \frac{k.CA.CB.\pi Di^2.\varepsilon}{4}$$

$$\frac{dXA}{dz} = \frac{k.CA.CB.\pi Di^2.\varepsilon}{4.FAo}$$

$$CA = \frac{nA}{nt} \cdot \frac{Pt}{RT} = \frac{nAo(1-xA)Pt}{nt.R.T}$$

$$CB = \frac{nB}{nt} \cdot \frac{Pt}{RT} = \frac{nBo(nAo-xA)Pt}{nt.R.T}$$

Maka :

$$\frac{dXA}{dz} = \left(\frac{nAo.Pt}{nt.R.T}\right)^2 \frac{k(1-xA)(b-xA)\pi Di^2 \varepsilon}{4FAo}$$

dimana :

$\frac{dXA}{dz}$ = perubahan konversi persatuan panjang

nAo = mol A mula-mula, gmol

FAo = kecepatan molar A, gmol/det

k = konstanta kecepatan reaksi

xA= konversi

Di = diameter dalam pipa

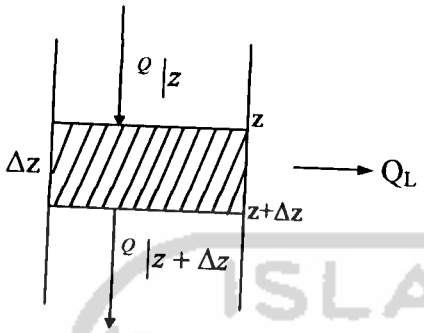
ε = porositas katalis

R = konstanta gas ideal

T = suhu

Neraca Panas pada Elemen Volume

Bila ditinjau untuk 1 pipa



Input – output = Accumulation

$$Q|_z - \left[Q|_{z+\Delta z} + Q_R + Q_L\right] = 0$$

$$(\sum m.cp)\,(T|_z - To) - [(\sum m\,.\,cp)\,(T|_{z+\Delta z} - To) + \Delta H_{RT}.nAo.\Delta XA + U.A(Ts-T)]=0$$

$$(\sum m.cp)\,(T|_z - To) - (\sum m\,.\,cp)\,(T|_{z+\Delta z} - To) + \Delta H_{RT}.nAo.\,\Delta XA - U.A(Ts-T) = 0$$

$$(\sum m.cp)\,(T|_z - (T|_{z+\Delta z}) - \Delta H_{RT}\,.\,nAo\,.\,\Delta XA - U.\,A\,(Ts-T) = 0$$

Dimana $A = \pi\, Do\, \Delta z$

$$(\sum m.cp)\,(T|_z - (T|_{z+\Delta z}) - \Delta H_{RT}\,.\,nAo\,.\,\Delta XA - U.\,\pi\, Do\, \Delta z\,(Ts-T) = 0$$

Atau

$$(\sum m.cp)\,(T|_z - (T|_{z+\Delta z}) = \Delta H_{RT}\,.\,nAo\,.\,\Delta XA + U.\,\pi\, Do\, \Delta z\,(Ts-T) \quad : \Delta z$$

$$(\sum m.cp)\left(-\frac{\Delta T}{\Delta z}\right) = \Delta\, H_{RT}\,.\,nAo\,.\,\frac{\Delta XA}{\Delta z} + U\,.\,\pi\, D\,(Ts-T)$$

$$\lim_{\Delta z \to 0} \frac{\Delta T}{\Delta z} = \frac{-\Delta H_{RT}\, nAo.\dfrac{\Delta XA}{\Delta z} - U\,\pi\, Do\,(Ts-T)}{(\Sigma\, m.cp)}$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{-\Delta H_{RT}\, nAo.\dfrac{dXA}{dz} - U\,\pi\, Do\,(Ts-T)}{(\Sigma\, m.cp)}$$

dimana :

$\frac{dTs}{dz}$ = perubahan suhu pendingin persatuan panjang

U = overall heat transfer

nAo = mol A mula-mula, gmol

Do = diameter luar pipa

Ts = suhu pendingin

T = suhu

$(\sum m.cp)_{pendingin}$= kapasitas panas pendingin

Pressure Drop

Pressure Drop gas dalam pipa berkatalis dapat diperkirakan dengan persamaan 11.6, Rase :

$$\frac{gc.dp}{\mu s.dz} = 150\ \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3}\ \frac{\mu}{Dp^2} + 1{,}75\ \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3}\ \frac{G}{Dp}$$

Persamaan diatas dapat ditulis :

$$fk = 1{,}75 + 150\left(\frac{1-\varepsilon}{Dp.\dfrac{G}{\mu}}\right)$$

$$\frac{dp}{dz} = \frac{fk.G^2}{Dp.\rho f.gc}\left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3}\right)$$

dimana :

dp/dz = perubahan tekanan per satuan panjang

fk = faktor friksi

G = kecepatan massa per satuan luas

Dp = diameter partikel

ρf = densitas gas

gc = konstanta gravitasi

ε = porositas katalis

dimana :

$\frac{dT}{dz}$ = perubahan konversi persatuan panjang

nAo = mol A mula-mula, gmol

Do = diameter luar pipa

R = konstanta gas ideal

Ts = suhu pemdingin

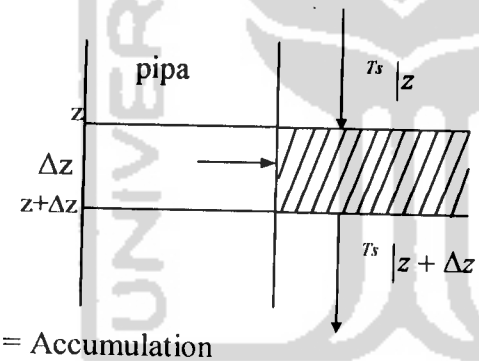
T = suhu

($\sum$m.cp) = kapasitas panas

ΔH_{RT} = panas reaksi pada T

dx/dT = perubahan konversi per satuan panjang

Neraca Panas Pendingin pada Elemen Volume



Input –output = Accumulation

$[U . A . (Ts-T) + (\sum m.cp)_{pdngin} (^{Ts}|_{z+\Delta z} - To)] - (\sum m.cp)_{pdngin} (^{Ts}|_{z} - To) = 0$

$U . A . (Ts-T) + (\sum m.cp)_{pdngin} (^{Ts}|_{z+\Delta z} - ^{Ts}|_{z}) = 0$

Dimana : $A = \pi$ Do Δz

$U . \pi \text{ Do } \Delta z . (Ts-T) + (\sum m.cp)_{pdngin} (^{Ts}|_{z+\Delta z} - ^{Ts}|_{z}) = 0$

$(\sum m.cp)_{pdngin} (^{Ts}|_{z+\Delta z} - ^{Ts}|_{z}) = - U . \pi \text{ Do } \Delta z . (Ts-T)$

$$\lim_{\Delta z \to 0} \frac{\Delta Ts}{\Delta z} = \frac{-U.\pi.Do.(Ts-T)}{(\Sigma m.cp)_{pndngin}}$$

$$\frac{dTs}{dz} = \frac{-U.\pi.Do.(Ts-T)}{(\Sigma m.cp)_{pndngin}}$$

Panas Reaksi

Panas reaksi dihitung berdasarkan selisih panas pemebentukan (ΔHf) pada suhu referensi 25°C ditambah nilai integrasi beda kapasitas panas.

ΔH_R^o = ΔHf produk - ΔHf reaktan

$$\Delta H_{RT} = \Delta H_R^o + \int_{298}^{T} \Delta cp \, .dT$$ (Smith, Vaness)

Reaksi : $C_6H_5NH_2 + CH_3OH \longrightarrow C_6H_5NHCH_3 + H_2O$

Komponen	ΔHf	A	B	C	D
$C_6H_5NH_2$	111,25	63,288	$9,896.10^{-1}$	$-2,358.10^{-3}$	$2,329.10^{-6}$
CH_3OH	-201,17	40,152	$3,104.10^{-1}$	$-1,029.10^{-3}$	$1,459.10^{-6}$
$C_6H_5NHCH_3$	88	108,285	$6,146.10^{-1}$	$-1,520.10^{-3}$	$1,658.10^{-6}$
H_2O	-241,80	93,053	$-3,995.10^{-1}$	$-2,110.10^{-3}$	$5,347.10^{-7}$

Satuan : kJ / mol K

ΔH_R^o = ΔHf produk - ΔHf reaktan

ΔH_R^o = (88-214,80) – (111,55-201,17)

= -64,18 kJ/mol K

$$= -64180 \text{ J/mol K} \times \frac{kal}{4,186J}$$

= -15332,0593 kal/mol K

$$\Delta H_{RT} = \Delta H_R^o + \int_{298}^{T} \Delta cp \, .dT$$ (Smith, Vaness)

$$= \Delta H_R^o + \int_{298}^{T} (\Delta cpA + \Delta cpBT + \Delta cpCT^2 + \Delta cpDT^3)dT$$

$$= \Delta H_R^o + \int_{298}^{T} (96,8977 - 7,2537.10^{-1}T + 1,6562.10^{-3}T^2 - 1,5965.10^{-6}T^3)dT$$

= -64,18 + [96,8977(T-298) + ½ $(-7,2437.10^{-1})$(T^2-298^2) + 1/3 $(1,6562.10^{-3})(T^3-298^3)$ + ¼ $(-1,5965.10^{-6})(T^4-298^4)$]

Overall Heat Transfer

1. Koefisien transfer panas pipa luar (hio)

   dari persamaan 6-2 Kern, diperoleh :

$$Hi = 0{,}027 \left(\frac{Dp.Gt}{\mu}\right)^{0,8} \left(\frac{cp.\mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{k}{Di}\right)$$

   Dimana :

   Dp = diameter partikel katalis

   Di = diameter dalam pipa

   k = konduktivitas termal

   μ = viskositas gas

   cp = panas jenis gas

   Gt = kecepatan massa per satuan luas

   Hi = koefisien transfer panas pipa dalam

$$Hio = Hi \cdot \frac{ID}{OD}$$

2. Koefisien transfer panas dinding pipa dalam shell (Ho)

   Dari persamaan hal 137 Kern, diperoleh :

$$Ho = 0{,}36 \left(\frac{De.Gp}{\mu p}\right)^{0,8} \left(\frac{cp_p.\mu p}{kp}\right)^{1/3} \left(\frac{kp}{De}\right)$$

   Dimana :

   De = diameter equivalent

   kp = konduktivitas termal pendingin

   μp = viskositas pendingin

   cp_p = panas jenis pendingin

   Gp = kecepatan massa pendingin per satuan luas

   Ho = koefisien transfer panas pipa dalam

3. Koefisien transfer panas gabungan (U)

   dari persamaan Kern hal 106

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

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc.Ud}$$

$$Rd \,.\, Uc \,.\, Ud = Uc - Ud$$

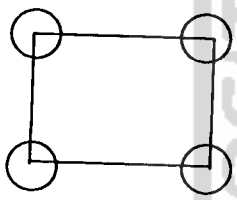
$$Rd \,.\, Uc \,.\, Ud + Ud + Uc$$

$$(Rd \,.\, Uc + 1)\, Ud = Uc$$

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

4. Lay Out pipa dalam reaktor

Pipa dalam reaktor disusun secara square pitch, dimana luas penampang 1 pipa menenpati luasan sebesar Pt^2 (128,Kern)



1 pipa menempati luasan = Pt^2

maka luas total penampang reactor

(over design 10 %)

$As = 1{,}1 \,.\, Nt \,.\, Pt^2$

Dimana :

As = luas penampang shell

Nt = jumlah pipa

Pt = pitch

Flow Area dalam Shell (pers 7-1 Kern)

$$\alpha s = \frac{IDs.B.C'}{Pt.144} \; ft^2$$

dimana :

B = jarak buffle

C' = clearance

Pt = pitch

IDs = diameter dalam shell

αs = flow area shell

Diameter Equivalent (De) (pers 7-3 , kern)

$$De = \frac{4x(Pt^2 - \pi OD^2/4)}{\pi . OD} \text{ in}$$

$$De = \frac{4Pt^2 - \pi OD^2}{4.\pi . OD}$$

Diameter shell (IDs)

Diameter shell yang dipakai untuk Nt pipa

Luas shell : As = 1,1 . Nt . Pt^2

Diameter shell : IDs = $\sqrt{\frac{4.As}{\pi}}$

Katalisator

Katalis yang digunakan : 5% copper, 9% calcium oxide, 86% alumina

- bentuk : pellet
- ukuran : D = 3/8 in = 0,9525 cm (Rase)
  H = 3/8 in = 0,9525 cm
- bulk density = ρ katalis (1-0,36) g/cm^3
  = 3,5 (1 – 0,36)
  = 2,24 g/cm^3
- umur katalis = 1 tahun

Diameter Partikel (Dp)

Diameter partikel katalis yang equivalent dengan diameter bola dengan volume yang sama dengan volume katalis.

Volume katalis = π D^2/4 . H

$$= \frac{3,14(0,9525cm)^2 .0,9525cm}{4}$$

= 0,6783 cm^3

Volume bola = Volume katalis

= π Dp^2 / 6

maka : $Dp = \sqrt[3]{\frac{Vb.6}{\pi}}$

$= \sqrt[3]{\frac{0{,}6783\,cm^3 .6}{3{,}14}}$

= 1,0903 cm

Pemilihan Pipa

Dalam pemilihan pipa harus diperhatikan faktor perpindahan panas, pengaruh bahan isian di dalam pipa terhadap koefisien transfer panas konversi diketik oleh Colburn (Smith, P.571) dan diperoleh hubungan pengaruh rasio (Dp/Dt) atau perbandingan diameter katalis dengan diameter pipa dengan koefisien transfer panas pipa berisi katalis disbanding koefsien 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 disbanding koefisien transfer panas pada pipa kosong

Dari data diatas diperoleh (hw/h) maksimal terjadi pada 7,8 pada (Dp/Dt) = 0,15

Dp/Dt = 0,15

(pipa) $Dt = \frac{Dp}{0{,}15} = \frac{1{,}0903\,cm}{0{,}15}$ = 7,2687 cm = 2,8617 in

Dipilih pipa dengan ukuran standar (Kern, table 11)

Nps = 3 in

OD = 3,5 in = 8,89 cm

ID = 3,068 in = 7,7927 cm

Sch = 40

Jumlah pipa

Ditentukan berdasarkan turbulensi gas dalam pipa berkatalis dalam suatu reaksi kasus terjadi tumbukan molekul yang optimum keadaan tersebut terjadi bila keadaan turbulen yaitu bilangan reynold Re diatas 3100

Spericity , $\psi = \frac{luas\ area\ bola}{luas\ area\ katalis}$

Luas area bola = $\pi\ Dp^2$

$= \pi\ (1{,}0903\ cm)^2 = 3{,}7327\ cm^2$

Luas area katalis = $\pi\ D\ H + 2\frac{\pi D^2}{4}$

$= 3{,}14\ (0{,}9525\ cm)\ (0{,}9525\ cm) + 2\ \frac{3{,}14.(0{,}9525 cm)^2}{4}$

$= 2{,}8488\ cm^2 + 1{,}4244\ cm^2$

$= 4{,}2732\ cm^2$

maka $\psi = \frac{3{,}7327 cm^2}{4{,}2732 cm^2} = 0{,}8735$

Dari fig 223 Brown diperoleh $\varepsilon = 0{,}36$

a. Jumlah pipa maksimum

Terjadi bila fluida dalam pipa pada keadaan turbulen minimum Re= 3100

$Re = \frac{F\,Re.Dp.Gt}{\mu}$

dari fig 219 Brown FRe = 55

viskositas = 0,0215 cp = 0,000215 g/cm.det

Dp = 1,0903 cm

Maka :

$$3100 = \frac{55.1{,}0903 cm.Gt}{0{,}000215\ g/cm.\det}$$

0,6665 g/cm det = 59,9665 cm . Gt

$Gt = 0{,}0111\ g/cm^2\ det$

Kecepatan gas = 2664,5549 kg/j = 740,1541 g/det

Luas penampang pipa :

$$As = \frac{\pi\, Di^2 .\varepsilon}{4} = \frac{3{,}14.(7{,}7927cm)^2 .0{,}36}{4} = 17{,}1712 \text{ cm}^2$$

Luas total (A)

$$A = \frac{kecepa\tan gas}{Gt} = \frac{740{,}1541\, g/\det}{0{,}011\, g/cm^2 \det} = 66680{,}5531 \text{ cm}^2$$

Jumlah pipa maksimum

$$Nt_{maks} = \frac{A}{Ao} = \frac{66680{,}5531\, cm^2}{17{,}1612\, cm^2} = 3885{,}5414 = 3886 \text{ pipa}$$

b. Jumlah pipa minimum

Terjadi pada kecepatan linier maksimum gas dalam pipa

$$Vmaks = \sqrt{\frac{4(\rho b - \rho g)\, g\, .Dp}{3.\rho g\, fD}}$$

$\rho b = 2{,}24$ g/cm^3

$$\rho g = \frac{P.BM\, camp\, gas}{R.T} = \frac{3\, atm.29{,}1977\, g/gmol}{82{,}06 \frac{cm^3 .atm}{gmol.K}.598\, K} = 0{,}0019 \text{ g/cm}^3$$

$g = 981$ cm/det^2

$fD = 1$ (Grafik, Brown)

Kecepatan gas (G) = 740,1541 g/det

$$\text{Kecepatan volume gas (Fv)} = \frac{G}{\rho g} = \frac{740{,}1541\, g/\det}{0{,}0019\, g/cm^3} = 389554{,}7895 \text{ cm}^3/\det$$

$$Vmaks = \sqrt{\frac{4(2{,}24 - 0{,}0019) g/cm^3 \,.\, 981 cm/\det .\, 1{,}0903 cm}{3.0{,}0019\, g/cm^3 .1}}$$

$$= \sqrt{\frac{9565{,}5857\, g/cm\det}{0{,}0057\, g/cm^3}}$$

$$= \sqrt{1678172{,}93\, cm^2/\det}$$

$$= 1295{,}4431 \text{ cm/det}$$

$$\text{Luas penampang (A)} = \frac{Fv}{Vmaks} = \frac{389554{,}7895\,cm^3/\det}{1295{,}4431\,cm/\det} = 300{,}7116\ \text{cm}^2$$

$$\text{Luas penampang pipa (Ao)} = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{3{,}14(7{,}7927\,cm)^2}{4} = 47{,}6700\ \text{cm}^2$$

$$\text{Nt min} = \frac{A}{Ao} = \frac{300{,}7116\,cm^2}{47{,}6700\,cm^2} = 6{,}3082$$

Sifat Fisis Gas

Komposisi Keluar Reaktor

Komponen	Kgmol/jam	Fraksi mol (yi)
H_2	44,9271	0,4923
N_2	0,8252	0,0090
CH_3OH	9,3448	0,1024
H_2O	18,1212	0,1985
$C_6H_5NH_2$	0,3594	0,0039
$C_6H_5NO_2$	0,0683	0,0007
$C_6H_5NHCH_3$	17,6125	0,1930
Jumlah	91,2585	0,9998

1. Kapasitas Panas

   $Cpi = A + BT + CT^2 + DT^3$ (kal/gml K)

Komponen	A	B	C	D
$C_6H_5NH_2$	-9,677	0,1525	$-1{,}226.10^{-4}$	$3{,}901.10^{-8}$
CH_3OH	5,052	0,0169	$6{,}179.10^{-6}$	$-6{,}811.10^{-9}$
$C_6H_5NHCH_3$	-15,039	0,1966	$1{,}790.10^{-4}$	$8{,}450.10^{-7}$
H_2O	7,701	0,0004	$2{,}520.10^{-6}$	$-8{,}590.10^{-10}$
H_2	6,483	0,0022	$-3{,}298.10^{-6}$	$1{,}826.10^{-9}$
N_2	7,440	-0,0032	$6{,}400.10^{-6}$	$-2{,}790.10^{-9}$
$C_6H_5NO_2$	-3,857	0,1331	$-9{,}350.10^{-5}$	$2{,}390.10^{-8}$

Cp campuran = $\sum$cpi . yi

2. Vikositas Gas

$$\mu = \frac{4{,}610Tr^{0{,}618} - 2{,}04.10^{-0{,}449Tr} + 1{,}94.10^{-4{,}058Tr} + 0{,}1}{Tc^{1/6}.BM^{-1/2}.Pc^{-2/3}} \text{ micropoise}$$

Tr = T/Tci > T = 325°C = 598 K

Komponen	Tc (K)	Pc(atm)	yi	BM	Tr
$C_6H_5NH_2$	699	52,4	0,0039	93	0,855
CH_3OH	512,6	79,9	0,1024	32	1,166
$C_6H_5NHCH_3$	701	51,3	0,1930	107	0,853
H_2O	647,3	217,6	0,1985	18	0,924
H_2	33,2	12,8	0,1923	2	18,012
N_2	126,2	33,5	0,0090	28	4,738
$C_6H_5NO_2$	720	47,62	0,0007	123	0,830

$$\mu \text{ camp} = \frac{\Sigma yi.\mu i.(BMi)^{1/2}}{\Sigma yi.(BMi)^{1/2}}$$

3. Konduktivitas thermal gas

$$\tau = Tc^{1/6}.BM^{1/3}.Pc^{-2/3}$$

$$k = (10^{-6})\,(14{,}52\,Tr - 5{,}14)^{2/3}.\,cp/\tau \qquad \text{(kal/cm det K)}$$

$$k \text{ camp} = \frac{\Sigma yi.ki.(BMi)^{1/3}}{\Sigma yi.(BMi)^{1/3}}$$

4. Sifat Pendingin (dowterm)

Dowterm A

T = 325°C = 598 K = 617°F

Densitas uap (ρv) = 0,68lb/ft^3

Densitas cair (ρl) = 49 lb/ft^3

Kapasitas panas (cp) = 0,562 Btu/lb°F

Konduktivitas termal (k) = 112,5 Btu/lb

Viskositas (μ) = 0,3 cp

Mechanical Design Reaktor

1. Menghitung tebal shell

Digunakan bahan stainless steel SA 167 grade 3

Tekanan design (P) = 43,94 psi

Allowable stress = 18.750 psi

Effisiensi sambungan = 0,85

Factor korosi = 0,125 in

Jari-jari tangki = 292,08 in

Tebal shell :

$$\text{T shell} = \frac{p.ri}{s.e - 0{,}4\,p} + c$$

$$= \frac{43{,}94\ .\ 292{,}08}{18750.0{,}85\ -\ 0{,}4.43{,}94} + 0{,}125$$

$$= 0{,}932 \text{ in}$$

Maka dipakai tebal shell = 15/16

2. Menghitung tebal head

Bentuk head : Eliptical dished head (Brownwll, 85)

Digunakan bahan stainless steel SA 167 grade 3

Tekanan design (P) = 43,94 psi

Allowable stress = 18.750 psi

Effisiensi sambungan = 0,85

Factor korosi = 0,125 in

Jari-jari tangki = 292,08 in

Tebal shell :

$$\text{T shell} = \frac{0{,}885.\ p.d}{2.s.e - 0{,}2\,p} + c$$

$$= \frac{0{,}885.43{,}94\ .584{,}16}{2\ .\ 18750.0{,}85\ -\ 0{,}2.43{,}94} + 0{,}125$$

$$= 0{,}8378 \text{ in}$$

Maka dipakai tebal shell = 15/16

3. Menghitung ukuran pipa

Diameter optimum pipa berdasarkan persamaan 15, Peter hal 525

a. Pipa pemasukan umpan reactor

Kecepatan umpan = 2664,5549 kg/j = 5862,021 lb/j

Densitas umpan = 0,1114 lb/ft^3

$Di = 2,2 . (G/1000)^{0,45} . \rho_{umpan}^{-0,31}$

$= 2,2 (5862/1000)^{0,45} . 0,1114^{-0,31}$

= 9,628 in

Dipakai pipa dengan ukuran = 10 in

b. Pipa pengeluaran hasil reaktor

Kecepatan umpan = 2664,5549 kg/j = 5862,021 lb/j

Densitas umpan = 0,1257 lb/ft^3

$Di = 2,2 . (G/1000)^{0,45} . \rho_{umpan}^{-0,31}$

$= 2,2 (5862/1000)^{0,45} . 0,1257^{-0,31}$

= 9,247 in

Diapakai pipa dengan ukuran = 10 in

c. Pipa pemasukan dan pengeluaran pendingin dowterm A

Kecepatan pendingin = 2664,5549 kg/j = 5862,021 lb/j

Densitas pendingin = 55,9728 lb/ft^3

$Di = 2,2 . (G/1000)^{0,45} . \rho_{umpan}^{-0,31}$

$= 2,2 (5862/1000)^{0,45} . 55,9728^{-0,31}$

= 3,271in

Dipakai pipa dengan ukuran = 4 in

4. Menghitung tebal isolasi

Diameter shell (D) = 229,983 cm = 7,55 ft

Tinggi shell (H) = 304,800 cm = 10 ft

Tebal shell (t) = 2,377cm = 0,078 ft

Luas permukaan head = $2x \pi D^2/4 = 2 x (3,14 . (7,55 ft^2/4))$

$= 89,494 ft^2$

Luas permukaan shell = πDH = 3,14 . 7,55 ft · 10 ft = 237,07 ft^2

Total luas permukaan = 89,494 ft^2 + 237,07 ft^2 = 326,564 ft^2

Bahan isolasi = Fine diatomaceous earth powder

Suhu permukaan isolasi (T_w)= 70°C = 158°F

Suhu tertinggi dalam reaktor (T_1)= 365,07°C = 689,126°F

Suhu udara lingkungan (Tu) = 30°C = 86°F

Konduktivitas thermal dinding shell = 23,75 Btu/j ft°F

Konduktivitas thermal isolasi = 0,0462 Btu/j ft°F

Koefisien transfer panas konveksi (hc) , pers7-5, Mc Adam

$hc = 0,19 (Tw - Tu)^{1/3}$

$= 0,19 (158\text{-}86)^{1/3}$

$= 0,789$ Btu/j ft^2 °F

Panas yang hilang per satuan luas :

$$Qc = \frac{Q}{A} = (hr + hc)(T_1 - Tu)$$

$$Q\ loss = \frac{A.(T1 - Tu)}{\left[\frac{t1}{ki} + \frac{t2}{k2} + \frac{1}{hr + hc}\right]}$$

$$= \frac{326,564\ ft^2 .(689,126 - 86)^{\circ} F}{\left[\frac{0,078\ ft}{23,75\ Btu/j\ ft^{\circ}F} + \frac{t\ isolasi}{0,0462\ Btu/j\ ft^{\circ}F} + \frac{1}{0 + 0,789\ Btu/j\ ft^2\ ^{\circ}F}\right]}$$

$$\left[\frac{0,078\ ft}{23,75\ Btu/j\ ft\ ^{\circ}F} + \frac{t\ isolasi}{0,0462\ Btu/j\ ft^{\circ}F} + \frac{1}{0,789\ Btu/j\ ft^{2\circ}F}\right] = \frac{119851,252\ Btu/j}{326,564\ ft^2 (158 - 86)^{\circ}F}$$

$$\left[\frac{0,078\ ft}{23,75\ Btu/j\ ft\ ^{\circ}F} + \frac{t\ isolasi}{0,0462\ Btu/j\ ft^{\circ}F} + \frac{1}{0,789\ Btu/j\ ft^{2\circ}F}\right] = 5,097$$

$$\left[0,00328 + \frac{t\ isolasi}{0,0462\ Btu/j\ ft^{\circ}F} + 1,2674\right] = 5,097$$

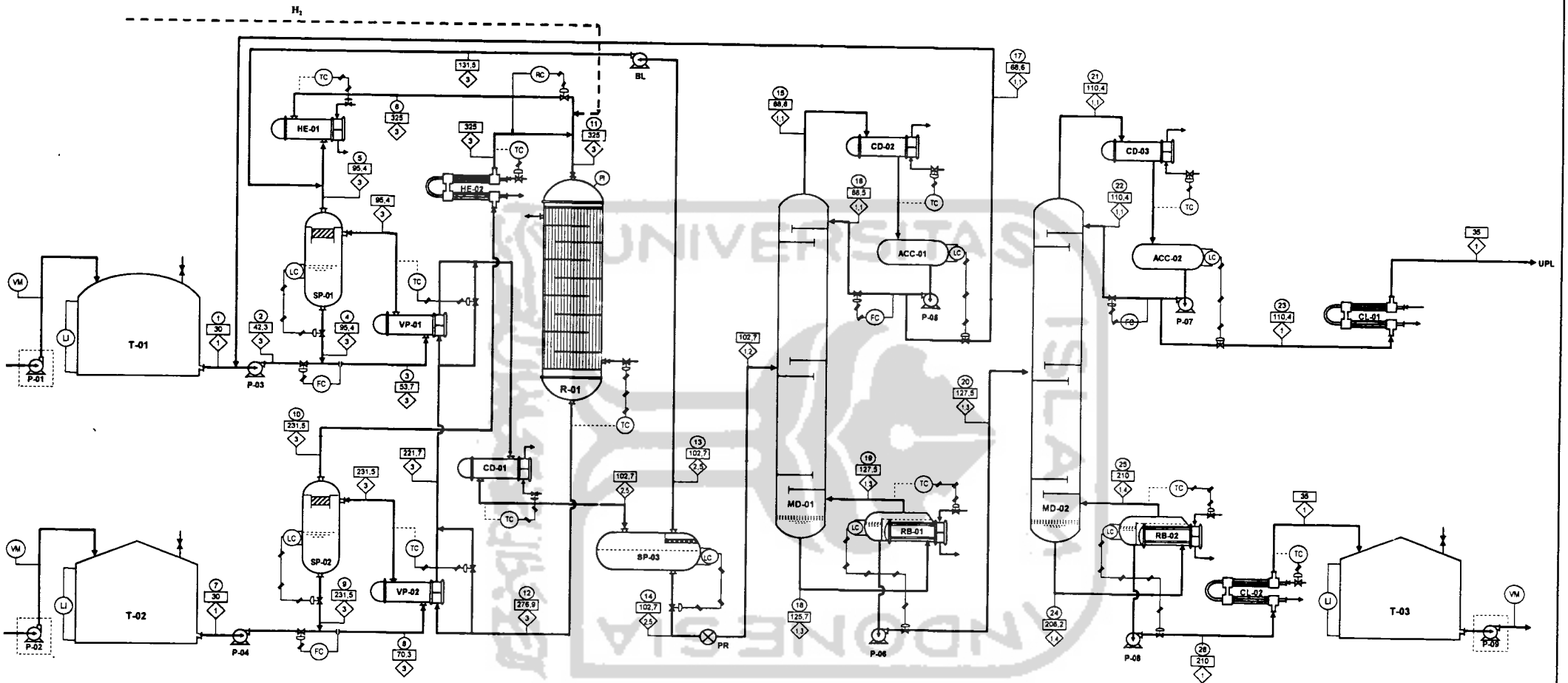
$$\left[\frac{T\ isolasi}{0{,}0462}\right] = 5{,}097$$

t isolasi = 0,1768 ft

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRARANCANGAN PABRIK METILANILIN DARI ANILIN DAN METANOL

KAPASITAS PRODUKSI : 15.000 TON/TAHUN



NERACA MASSA (Kg/Jam)

NOMOR	KOMPONEN	NOMOR ARUS																									
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	25	24	25	26
1	N_2						23.1054					23.1054	23.1054	23.1054													
2	H_2						89.8542					89.8542	89.8542	89.8542													
3	CH_3OH	565.0531	861.0896	1076.3620	215.2724	861.0896	862.6002					862.6002	299.0348	1.5106	297.5242	618.1834	322.1469	296.0365	2.2999	0.8123	1.4877	2.4876	1.0000	1.4876			
4	H_2O	5.7076	8.6979	10.8724	2.1745	8.6979	9.1757					9.1757	326.1812	0.4778	325.7034	6.2443	3.2540	2.9903	498.9276	176.21`3	322.7131	539.6410	216.9278	322.7132			
5	$C_6H_5NH_2$						0.0030	1671.2850	2089.1063	417.8213	1671.2850	1671.2880	33.4258	0.0030	33.4228				51.6729	18.2502	33.4228	58.2629	15.3812	22.8818	28.7691	18.2281	10.5410
6	$C_6H_6NO_2$						0.0002	8.3984	10.4980	2.0996	8.3984	8.3986	8.3986	0.0002	8.3984				12.9843	4.5859	8.3984				22.9214	3242.3566	8.3984
7	$C_6H_5NHCH_3$						0.1183					0.1183	1884.5404	0.1183	1884.4221				2913.3922	1028.9701	1884.4221	15.7557	6.3335	9.4221	5117.3566	14.5230	1875.0000
	Jumlah :	570.7607	869.7875	1087.2344	217.4469	869.7875	984.8570	1679.6834	2099.6043	419.9209	1679.6834	2664.5404	2664.5404	115.0695	2549.4709	624.4277	325.4009	299.0268	3479.2769	1228.8328	2250.4441	596.1472	239.6425	356.5047	5169.0471	3275.1077	1893.9394

KETERANGAN			
ACC	Accumulator	VP	Vaporizer
BL	Blower	FC	Flow Controller
CD	Condenser	LC	Level Controller
CL	Cooler	LI	Level Indicator
HE	Heater	PI	Pressure Indicator
MD	Menara Distilasi	TC	Temperatur Controller
P	Pompa	VM	Volume Meter
R	Reaktor		Nomor Arus
RB	Reboiler		Temperatur (°C)
SP	Separator		Tekanan (Atm.)
T	Tangki Penyimpan		compressed Air
			Electric Connection
			Valve

```
'OPEN "o", 1, "z:\qb3\hidayat\hidefix2.bas"
     CLS
     N = 1300
     MS = 3.7522
     C = 325
     Tek = 3
     TC1 = C
     D = 266.4526
     TD0 = D
     DOU = 4.216: DI = 3.505: Pt = 1.25 * DOU
     CL = Pt - DOU
     DE = (4 * (Pt ^ 2 - (3.14 * DOU ^ 2 / 4))) / (3.14 * DOU)
     Ass = N * Pt ^ 2 * 1.15
     ID = (4 * Ass / 3.14) ^ .5
     BS = ID / 5
     AT = 3.14 / 4 * DI ^ 2:
     ASi = ID * CL * BS / Pt
     PRINT
               PRINT "                                                    "
               PRINT "          R E A K T O R   F I X B E D               "
               PRINT "                                                    "
               PRINT
     PRINT USING "     Jumlah pipa          = ##### pipa"; N
     PRINT USING "     Diameter luar pipa   = #.### cm"; DOU
     PRINT USING "     Diameter dalam pipa  = #.### cm"; DI
     PRINT USING "     Pitch                = #.### cm"; Pt
     PRINT USING "     Diameter Shell       = ###.### cm"; ID
     PRINT USING "     Jumlah Pendingin     = ###### Kg/j"; MS * 3.6 * N
     PRINT : PRINT : PRINT
     DP = .609

       BMA = 93    'C6H5NH2
       BMB = 32    'CH3OH
       BMC = 107   'C6H5NHCH3
       BMD = 18    'H2O
       BME = 2     'H2
       BMF = 28    'N2
       BMG = 123   'C6H5NO2

      'KECEPATAN MASUK MASING-MASING GAS (KGMOL/JAM)
    FAIO = 1671.288# / BMA
    FBIO = 862.6002 / BMB
    FCIO = .1183 / BMC
    FDIO = 9.1757 / BMD
    FEIO = 89.8542 / BME
    FFIO = 23.1054 / BMF
    FGIO = 8.3986 / BMG

        FAO = FAIO / 3.6 / N:
        FBO = FBIO / 3.6 / N:
        FCO = FCIO / 3.6 / N:
        FDO = FDIO / 3.6 / N:
        FEO = FEIO / 3.6 / N:
        FFO = FFIO / 3.6 / N:
        FGO = FGIO / 3.6 / N:

     FTO = FAO + FBO + FCO + FDO + FEO + FFO + FGO
     bmrt = (FAO / FTO) * BMA + (FBO / FTO) * BMB + (FCO / FTO) * BMC + (FDO /
FTO) * BMD + (FEO / FTO) * BME + (FFO / FTO) * BMF + (FGO / FTO) * BMG
     GT = FTO * bmrt / AT: GS = MS * N / ASi
               PRINT "      KECEPATAN MASSA MASUK REAKTOR"
```

```
                PRINT
            PRINT "
            PRINT "
            PRINT "
      PRINT USING "
 * BMA
      PRINT USING "
 * BMB
      PRINT USING "
 * BMC
      PRINT USING "
 * BMD
      PRINT USING "
 * BME
      PRINT USING "
 * BMF
      PRINT USING "
 * BMG
          PRINT ; "
      PRINT USING "
N; FTO * bmrt * 3.6 * N
        INPUT "", A$
INPUT "", A$

PRINT

        PRINT "      Enthalpi Umpan Masuk Reaktor :"
        M = bmrt
        FA = FAO
        FB = FBO
        FC = FCO
        FD = FDO
        FE = FEO
        FF = FFO
        FG = FGO
        GOSUB 7000
        Qo1 = QTOT
        INPUT "", P$
        PRINT : PRINT : PRINT "      KONDISI AWAL"
        A = 0: B = 0: E = Tek: F = .1
        E1 = E
          PRINT "
    PRINT USING "
    PRINT USING "
    PRINT USING "
    PRINT USING "
          PRINT "
    PRINT : INPUT "", P$
      PRINT "
      PRINT "
      PRINT "
PRINT USING "
C; D; E; tetr
no = 0
620 GA = A: GB = B: GC = C: GD = D: GE = E: GOSUB 910
    K1 = DX: L1 = T: M1 = s: N1 = P
    GB1 = B + K1 * F: GC1 = C + L1 * F: GD1 = D + M1 * F: GE1 = E + N1 * F
    GB = GB1
    GC = GC1
    GD = GD1
    GE = GE1
```

Komponen	Kgmol /jam	Kg / jam	
C6H5NH2	#####.####	######.####	"; FAIO; FAIO
CH3OH	#####.####	######.####	"; FBIO; FBIO
C6H5NHCH3	#####.####	######.####	"; FCIO; FCIO
H2O	#####.####	######.####	"; FDIO; FDIO
H2	#####.####	######.####	"; FEIO; FEIO
N2	#####.####	######.####	"; FFIO; FFIO
C6H5NO2	#####.####	######.####	"; FGIO; FGIO
Total	#####.####	######.####	"; FTO * 3.6 *

Suhu gas masuk	= ###.#	°C	"; C
Suhu Pendingin keluar	= ###.#	°C	"; D
Tekanan awal	= ##.#	atm	"; E
Increment tebal katalis	= #.#	cm	"; F

L(cm)	Xa	T(c)	Td (c)	P(atm)	t(dt)	
####	#.####	###.##	###.#	##.###	##.###	"; A; B;

```
 650 GOSUB 910
     K2 = DX: L2 = T: M2 = s: N2 = P
     DGB = (K1 + K2) / 2
     DGC = (L1 + L2) / 2
     DGD = (M1 + M2) / 2
     DGE = (N1 + N2) / 2
     GB = B + DGB * F
     GC = C + DGC * F
     GD = D + DGD * F
     GE = E + DGE * F
     GOSUB 910
     K3 = DX: L3 = T: M3 = s: N3 = P
     GB2 = B + K3 * F: GC2 = C + L3 * F: GD2 = D + M3 * F: GE2 = E + N3 * F
     IF (ABS(GB2 - GB1) < .0001) THEN IF ABS(GC2 - GC1) < 1 THEN 710
     GB = GB2
     GC = GC2
     GD = GD2
     GE = GE2
     GOTO 650
 710 A = A + F
     C = GC2
     B = GB2
     D = GD2
     E = GE2
     Qre = Q1 * 3.6 * N * F + Qre
     Q1 = Q1 + Q2 * 3.6 * N * F
     tetr = (3.14 * DI ^ 2 / 4 * A * .36) / (FT * M / RM)
     no = no + 1
 790 IF B >= .98 THEN 870
     IF no = 100 THEN 800
     GOTO 620
 800 PRINT USING "      | ####  | #.####  | ###.##  | ###.#  | ##.###  | ##.### |"; A;
B; C; D; E; tetr: no = 0
 860 GOTO 620
 870 PRINT USING "      | ####  | #.####  | ###.##  | ###.#  | ##.###  | ##.### |"; A;
B; C; D; E; tetr
           PRINT "      |_______|_________|_________|________|_________|_________|"
 PRINT
     PRINT
     PRINT
     PRINT
     PRINT "       KECEPATAN MASSA GAS KELUAR REAKTOR"
     PRINT
     Xa = .98

     FA = FAO * (1 - Xa)                'C6H5NH2
     FB = FBO - FAO * Xa                'CH3OH
     FC = FAO * Xa + FCO                'C6H5NHCH3
     FD = FDO + FAO * Xa                'H2O
     FE = FEO                           'H2
     FF = FFO                           'N2
     FG = FGO                           'C6H5NO2

     FT = FA + FB + FC + FD + FE + FF + FG

     YA = FA / FT: YB = FB / FT: YC = FC / FT: YD = FD / FT: YE = FE / FT: YF =
FF / FT: YG = FG / FT
     M = BMA * YA + BMB * YB + BMC * YC + BMD * YD + BME * YE + BMF * YF + BMG *
YG
           PRINT "      ____________________________________________"
           PRINT "      | Komponen | Kgmol /jam |     Kg / jam     | "
```

```
        PRINT "
    PRINT USING "
N; FA * 3.6 * BMA * N
    PRINT USING "
N; FB * 3.6 * BMB * N
    PRINT USING "
N; FC * 3.6 * BMC * N
    PRINT USING "
N; FD * 3.6 * BMD * N
    PRINT USING "
N; FE * 3.6 * BME * N
    PRINT USING "
N; FF * 3.6 * BMF * N
    PRINT USING "
N; FG * 3.6 * BMG * N
        PRINT "
    PRINT USING "
FT * 3.6 * M * N
```

C6H5NH2	#####.####	######.####	"; FA * 3.6 *
CH3OH	#####.####	######.####	"; FB * 3.6 *
C6H5NHCH3	#####.####	######.####	"; FC * 3.6 *
H2O	#####.####	######.####	"; FD * 3.6 *
H2	#####.####	######.####	"; FE * 3.6 *
N2	#####.####	######.####	"; FF * 3.6 *
C6H5NO2	#####.####	######.####	"; FG * 3.6 *
Total	######.####	######.####	"; FT * 3.6 * N;

```
INPUT "", A$
PRINT
    PRINT "     Enthalpi Hasil reaksi :"
    PRINT
GOSUB 7000
Qo2 = QTOT
INPUT "", A$
        PRINT
        PRINT
        PRINT "    NERACA PANAS :"
        PRINT
        PRINT "       MASUK :                                  KELUAR : "
        PRINT
        PRINT "    1. Enthalpi Umpan Masuk Reaktor      1. Enthalpi hasil
reaksi:"
    PRINT USING "       Qs1 = ########.###### Kcal/jam       Qs2 =
########.###### Kcal/jam"; Qo1 * 3.6 * N; Qo2 * 3.6 * N
        PRINT "    2. Panas Reaksi                      2. Panas dibawa
pendingin"
    Ql = (Qo1 * 3.6 * N + Qre) - (Qo2 * 3.6 * N)
    Qp = .9 * Ql
    Qloss = .1 * Ql
    PRINT USING "       Qr  = ########.###### Kcal/jam       Qp =
########.###### Kcal/jam"; Qre; Qp
        PRINT "                                          3. Panas Hilang "
    PRINT USING "                                            Ql =
########.###### Kcal/jam"; Qloss
        PRINT "    ------------------------------     ----------------------
---------- "
    PRINT USING "              ########.###### Kcal/jam
########.###### Kcal/jam"; (Qo1 * 3.6 * N + Qre); (Qo2 * 3.6 * N + Qp + Qloss)
PRINT
PRINT
PRINT "     Dari hasil perhitungan Reaktor diperoleh :"
PRINT
     PRINT USING "     Jumlah pipa          = #### pipa"; N
     PRINT USING "     Diameter Shell       = ###.### cm"; ID
     PRINT USING "     Jumlah Pendingin     = ######.### Kg/j"; MS * 3.6 * N
     PRINT USING "     Panjang katalis      = ###.### cm"; A
     HH = 10
     PRINT USING "     Panjang Pipa         = ###.### cm"; HH * 30.48
     PRINT
```

```
CLOSE
900 END
910 'KOMPOSISI GAS (GMOL/JAM)
    Xa = GB

    FA = FAO * (1 - Xa)                'C6H5NH2
    FB = FBO - FAO * Xa                'CH3OH
    FC = FAO * Xa + FCO                'C6H5NHCH3
    FD = FDO + FAO * Xa                'H2O
    FE = FEO                           'H2
    FF = FFO                           'N2
    FG = FGO                           'C6H5NO2

    FT = FA + FB + FC + FD + FE + FF + FG

    YA = FA / FT: YB = FB / FT: YC = FC / FT: YD = FD / FT: YE = FE / FT: YF =
FF / FT: YG = FG / FT
    M = BMA * YA + BMB * YB + BMC * YC + BMD * YD + BME * YE + BMF * YF + BMG *
YG

    'KAPASITAS PANAS GAS (CAL/GMOL.K)

     CPA = -9.677 + .1525 * (GC + 273) - .0001226 * (GC + 273) ^ 2 + 3.901E-08 *
(GC + 273) ^ 3
     CPB = 5.052 + .01694 * (GC + 273) + 6.179E-06 * (GC + 273) ^ 2 - 6.811E-09
* (GC + 273) ^ 3
     CPC = -15.039 + .1966 * (GC + 273) - .000179 * (GC + 273) ^ 2 + 8.45E-07 *
(GC + 273) ^ 3
     CPD = 7.701 + .0004595 * (GC + 273) + 2.521E-06 * (GC + 273) ^ 2 - 8.59E-10
* (GC + 273) ^ 3
     CPE = 6.483 + .002215 * (GC + 273) - 3.298E-06 * (GC + 273) ^ 2 + 1.826E-09
* (GC + 273) ^ 3
     CPF = 7.44 - .00324 * (GC + 273) + .0000064 * (GC + 273) ^ 2 - 2.79E-09 *
(GC + 273) ^ 3
     CPG = -3.857 + .1331 * (GC + 273) - .0000935 * (GC + 273) ^ 2 + 2.39E-08 *
(GC + 273) ^ 3

    CPM = (YA * CPA + YB * CPB + YC * CPC + YD * CPD + YE * CPE + YF * CPF + YG
* CPG)

    'KAPASITAS Pendingin (CAL/G.K)
    CPP = .373

    'RAPAT MASSA CAMPURAN GAS
    RM = E * M / (GC + 273) / 82.06


    'VISKOSITAS GAS (gr/dt.cm)
    TcA = 699:    PcA = 52.4
    TcB = 512.6:  PcB = 79.9
    TcC = 701:    PcC = 51.3
    TcD = 647.3:  PcD = 217.6
    TcE = 33.2:   PcE = 12.8
    TcF = 126.2:  PcF = 33.5
    TcG = 720:    PcG = 47.62

    VA = (.000001 * (4.61 * ((GC + 273) / TcA) ^ .618 - 2.04 * EXP(-.449 * ((GC
+ 273) / TcA)) + 1.94 * EXP(-4.058 * ((GC + 273) / TcA)) + .1) / (TcA ^ (1 / 6)
* BMA ^ (-.5) * PcA ^ (-2 / 3)))
```

```
    VB = (.000001 * (4.61 * ((GC + 273) / TcB) ^ .618 - 2.04 * EXP(-.449 * ((GC
+ 273) / TcB)) + 1.94 * EXP(-4.058 * ((GC + 273) / TcB)) + .1) / (TcB ^ (1 / 6)
* BMB ^ (-.5) * PcB ^ (-2 / 3)))
    VC = (.000001 * (4.61 * ((GC + 273) / TcC) ^ .618 - 2.04 * EXP(-.449 * ((GC
+ 273) / TcC)) + 1.94 * EXP(-4.058 * ((GC + 273) / TcC)) + .1) / (TcC ^ (1 / 6)
* BMC ^ (-.5) * PcC ^ (-2 / 3)))
    VD = (.000001 * (4.61 * ((GC + 273) / TcD) ^ .618 - 2.04 * EXP(-.449 * ((GC
+ 273) / TcD)) + 1.94 * EXP(-4.058 * ((GC + 273) / TcD)) + .1) / (TcD ^ (1 / 6)
* BMD ^ (-.5) * PcD ^ (-2 / 3)))
    VE = (.000001 * (4.61 * ((GC + 273) / TcE) ^ .618 - 2.04 * EXP(-.449 * ((GC
+ 273) / TcE)) + 1.94 * EXP(-4.058 * ((GC + 273) / TcE)) + .1) / (TcE ^ (1 / 6)
* BME ^ (-.5) * PcE ^ (-2 / 3)))
    VF = (.000001 * (4.61 * ((GC + 273) / TcF) ^ .618 - 2.04 * EXP(-.449 * ((GC
+ 273) / TcF)) + 1.94 * EXP(-4.058 * ((GC + 273) / TcF)) + .1) / (TcF ^ (1 / 6)
* BMF ^ (-.5) * PcF ^ (-2 / 3)))
    VG = (.000001 * (4.61 * ((GC + 273) / TcG) ^ .618 - 2.04 * EXP(-.449 * ((GC
+ 273) / TcG)) + 1.94 * EXP(-4.058 * ((GC + 273) / TcG)) + .1) / (TcG ^ (1 / 6)
* BMG ^ (-.5) * PcG ^ (-2 / 3)))

    VM = YA * VA * SQR(BMA) + YB * VB * SQR(BMB)
    VM = VM + YC * VC * SQR(BMC) + YD * VD * SQR(BMD)
    VM = VM + YE * VE * SQR(BME) + YF * VF * SQR(BMF) + YG * VG * SQR(BMG)
    VBAH = YA * SQR(BMA) + YB * SQR(BMB) + YC * SQR(BMC) + YD * SQR(BMD)
    VBAH = VBAH + YE * SQR(BME) + YF * SQR(BMF) + YG * SQR(BMG)
    VR = VM / VBAH

    'VISKOSITAS Pendingin (gr/dt.cm)
    VP = (.00247 * (GC + 273) + .936) * .001
    'THERMAL KONDUKTIVITAS (Cal/dt.cm.K)
    TIA = TcA ^ (1 / 6) * BMA ^ (1 / 2) / PcA ^ (2 / 3)
    TIB = TcB ^ (1 / 6) * BMB ^ (1 / 2) / PcB ^ (2 / 3)
    TIC = TcC ^ (1 / 6) * BMC ^ (1 / 2) / PcC ^ (2 / 3)
    TID = TcD ^ (1 / 6) * BMD ^ (1 / 2) / PcD ^ (2 / 3)
    TIE = TcE ^ (1 / 6) * BME ^ (1 / 2) / PcE ^ (2 / 3)
    TIF = TcF ^ (1 / 6) * BMF ^ (1 / 2) / PcF ^ (2 / 3)
    TIG = TcG ^ (1 / 6) * BMG ^ (1 / 2) / PcG ^ (2 / 3)

    jP = .000001
    KA = ((14.52 * (GC + 273) / TcA) - 5.14) ^ (2 / 3) * (jP / TIA) * CPA
    KB = ((14.52 * (GC + 273) / TcB) - 5.14) ^ (2 / 3) * (jP / TIB) * CPB
    KC = ((14.52 * (GC + 273) / TcC) - 5.14) ^ (2 / 3) * (jP / TIC) * CPC
    KD = ((14.52 * (GC + 273) / TcD) - 5.14) ^ (2 / 3) * (jP / TID) * CPD
    KE = ((14.52 * (GC + 273) / TcE) - 5.14) ^ (2 / 3) * (jP / TIE) * CPE
    KF = ((14.52 * (GC + 273) / TcF) - 5.14) ^ (2 / 3) * (jP / TIF) * CPF
    KG = ((14.52 * (GC + 273) / TcG) - 5.14) ^ (2 / 3) * (jP / TIG) * CPG

    KM = YA * KA * (BMA ^ .333) + YB * KB * (BMB ^ .333)
    KM = KM + YC * KC * (BMC ^ .333) + YD * KD * (BMD ^ .333)
    KM = KM + YE * KE * (BME ^ .333) + YF * KF * (BMF ^ .333)

    bawah = YA * (BMA ^ .333) + YB * (BMB ^ .333) + YC * (BMC ^ .333) + YD *
(BMD ^ .333)
    bawah = bawah + YE * (BME ^ .333) + YF * (BMF ^ .333)
    KM = KM / bawah

    'KONDUKTIVITAS Pendingin   (Cal/dt.cm.K)
    KP = (.0000391 * (GD + 273) + .00933) / 420


    'PERHITUNGAN PANAS
    Re = 50.8 * GT * DP / VR
```

```
        HI = (.027 * KM * (Re) ^ .8 * (CPM * VR / KM) ^ (1 / 3)) / DI
        HI = 7.8 * HI
        HIO = HI * DI / DOU
        Rs = DE * GS / VP
        PR = CPP * VP / KP
        HO = .36 * KP / DE * Rs ^ .55 * PR ^ .333
        UC = (HIO * HO) / (HIO + HO)
        UD = UC / (11.06557 * UC + 1)

        'KECEPATAN REAKSI
        KU = 1.08609E+23 * EXP(-25200.007# / (GC + 273))
        HR1 = -64180 + 96.8977 * ((GC + 273) - 298)
        HR1 = HR1 + -.72537 / 2 * ((GC + 273) - 298) ^ 2
        HR1 = HR1 + 1.65617E-03 / 3 * ((GC + 273) - 298) ^ 3
        HR1 = HR1 + -1.59651E-06 / 4 * ((GC + 273) - 298) ^ 4

        HR = HR1 / 4.2

        'PERSAMAAN DIFFERENSIAL

  '(dx/dz)
       RR = 82.06
       TT = GC + 273
       MMM = FBO / FAO
       CA0 = FAO / FTO * E / RR / TT
       rc = KU * CA0 ^ 2 * (1 - GB) * (MMM - GB)
       DX = (3.14 * DI ^ 2 * .36 * rc) / (4 * FAO)

  '(dT/dz)
       Q1 = (-HR) * DX * FAO
       Q2 = (UD * 3.14 * DOU * (GC - GD)) / 3.6
       mcpr = FT * CPM
       T = (Q1 - Q2) / mcpr

  '(dTs/dz)
       s = -(UD * 3.14 * DOU * (GC - GD)) / 3.6 / (MS * CPP)

  '(dP/dz)
       fk = (150 * (1 - .36) / Re + 1.75)
       P = (GT) ^ 2 * (1 - .36) * fk
       P = -((P / ((DP) * (RM) * 981 * .36 ^ 3))) / 1000
       RETURN

 7000
     FT = FA + FB + FC + FD + FE + FF + FG
     TC = C
     GOSUB 8000
     RETURN
 8000
      TT2 = C + 273
      TT1 = 298

      CPA = -9.677 * (TT2 - TT1) + .1525 * (TT2 ^ 2 - TT1 ^ 2) / 2 - .0001226 *
(TT2 ^ 3 - TT1 ^ 3) / 3 + 3.901E-08 * (TT2 ^ 4 - TT1 ^ 4) / 4
      CPB = 5.052 * (TT2 - TT1) + .01694 * (TT2 ^ 2 - TT1 ^ 2) / 2 + 6.179E-06 *
(TT2 ^ 3 - TT1 ^ 3) / 3 - 6.811E-09 * (TT2 ^ 4 - TT1 ^ 4) / 4
      CPC = -15.039 * (TT2 - TT1) + .1966 * (TT2 ^ 2 - TT1 ^ 2) / 2 - .000179 *
(TT2 ^ 3 - TT1 ^ 3) / 3 + 8.45E-08 * (TT2 ^ 4 - TT1 ^ 4) / 4
      CPD = 7.701 * (TT2 - TT1) + .0004595 * (TT2 ^ 2 - TT1 ^ 2) / 2 + 2.521E-06
* (TT2 ^ 3 - TT1 ^ 3) / 3 - 8.59E-10 * (TT2 ^ 4 - TT1 ^ 4) / 4
```

```
      CPE = 6.483 * (TT2 - TT1) + .002215 * (TT2 ^ 2 - TT1 ^ 2) / 2 - 3.298E-06 *
(TT2 ^ 3 - TT1 ^ 3) / 3 + 1.826E-09 * (TT2 ^ 4 - TT1 ^ 4) / 4
      CPF = 7.44 * (TT2 - TT1) - .00324 * (TT2 ^ 2 - TT1 ^ 2) / 2 - .0000064 *
(TT2 ^ 3 - TT1 ^ 3) / 3 - 2.79E-09 * (TT2 ^ 4 - TT1 ^ 4) / 4
      CPG = -3.857 * (TT2 - TT1) + .1337 * (TT2 ^ 2 - TT1 ^ 2) / 2 - .0000935 *
(TT2 ^ 3 - TT1 ^ 3) / 3 + 2.39E-08 * (TT2 ^ 4 - TT1 ^ 4) / 4

     QS1 = FA * CPA
     QS2 = FB * CPB
     QS3 = FC * CPC
     QS4 = FD * CPD
     QS5 = FE * CPE
     QS6 = FF * CPF
     QS7 = FG * CPG

     QTOT = QS1 + QS2 + QS3 + QS4 + QS5 + QS6 + QS7
          PRINT
     PRINT USING "      Suhu operasi    = ###.## C"; TC
          PRINT "       Suhu refferensi = 25 C "
          PRINT "
          PRINT "
          PRINT "
     PRINT USING "
* 3.6 * N; CPA; QS1 * 3.6 * N
     PRINT USING "
* 3.6 * N; CPB; QS2 * 3.6 * N
     PRINT USING "
* 3.6 * N; CPC; QS3 * 3.6 * N
     PRINT USING "
* 3.6 * N; CPD; QS4 * 3.6 * N
     PRINT USING "
* 3.6 * N; CPE; QS5 * 3.6 * N
     PRINT USING "
* 3.6 * N; CPF; QS6 * 3.6 * N
     PRINT USING "
* 3.6 * N; CPG; QS7 * 3.6 * N
          PRINT "
     PRINT USING "
* 3.6 * N; QTOT * 3.6 * N

     RETURN
```

Komponen	Kgmol /jam	Cp.dT	Qs = MCp(T-T0)
C6H5NH2	#####.####	#####.###	#######.#####
CH3OH	#####.####	#####.###	#######.#####
C6H5NHCH3	#####.####	#####.###	#######.#####
H2O	#####.####	#####.###	#######.#####
H2	#####.####	#####.###	#######.#####
N2	#####.####	#####.###	#######.#####
C6H5NO2	#####.####	#####.###	#######.#####
Total	#######.####		#######.#####

"; FA
"; FB
"; FC
"; FD
"; FE
"; FF
"; FG
"; FT