

LAMPIRAN

REAKTOR

a. Reaktor Pembentukan Asam Nitrat

Tugas : Mereaksikan asam sulfat dan natrium nitrat menghasilkan asam nitrat.

Kecepatan umpan asam sulfat 98% = 7295.5502 kg/jam

Kecepatan umpan natrium nitrat 64% = 6021.6012 kg/jam

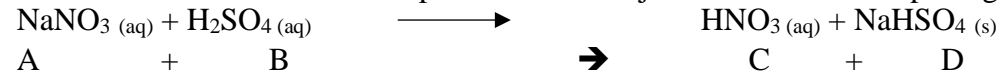
Dipilih : Reaktor Tangki Berpengaduk (RATB).

Alasan :

- Reaksi berlangsung pada fase cair-cair.
- Proses bersifat *batch*.
- Reaksi isotermis.
- Adanya pengaduk sehingga pencampuran dapat homogen.

b. Tinjauan Kinetika

Konversi akhir pada pembuatan asam nitrat dari asam sulfat dan natrium nitrat adalah 97% pada suhu 185 °C, tekanan 1 atmosfer dan waktu operasi selama 19 jam. Proses reaksi dapat digambarkan sebagai berikut.



Persamaan kecepatan reaksi pembuatan asam nitrat yaitu :

$$(-r_a) = k \cdot C_a \cdot C_b$$

Dengan:

K = konstanta kecepatan reaksi

C_a = Konsentrasi NaNO₃ Km³/m³

$C_b = \text{Konsentrasi } H_2SO_4 \text{ Kmol/m}^3$

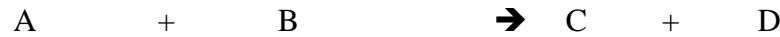
$-r_a = C_{a0} (1-X_a)$

$C_b = C_{b0} - C_{a0} \cdot X_a$

$M = C_{b0}/C_{a0}$

c. Menghitung Konstanta Kecepatan Reaksi

Persamaan reaksi pembentukan asam nitrat :



$$-r_A = k \cdot C_a \cdot C_b \dots\dots\dots (i)$$

Sehingga :

$$C_{AO} \frac{dX_A}{dt} = k C_{AO}^2 (1 - X_A) (M - X_A)$$

$$k = \frac{1}{t C_{AO}} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1 - X_A) (M - X_A)}$$

$$k = \frac{1}{t C_{AO}(m-1)} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1 - X_A)} - \int_0^{X_A} \frac{DX_A}{(M - X_A)}$$

$$k = \frac{1}{t C_{AO}(M-1)} \ln \left[\frac{-X_a}{M(1 - X_a)} \right]$$

Jadi, nilai k:

$$k = 0,175099 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

d. Menghitung C_{a0} dan C_{b0}

Untuk menghitung nilai C_{a0} dan C_{b0} , diperlukan data laju alir bahan baku. Laju alir bahan baku disajikan dalam tabel berikut.

Tabel 51. Data Laju Alir untuk Masing-masing Bahan Baku

Komponen	BM	P	Fm	Fw	Fv
	(kg/mol)	(kg/m ³)	(kmol/jam)	(kg/jam)	(m ³ /jam)
NaNO3	84,9940	1989,9697	140,4717	11939,2488	5,9997
H2SO4	98,0720	567,1875	147,4952	14465,1541	25,5033
NaHSO4	120,0540	2740,7591	136,2575	16358,2598	5,9685
HNO3	63,0120	449,5553	136,2575	8585,8586	19,0986
H2O	18,0150	332,5306	389,1776	7011,0347	21,0839
TOTAL		6080,0023	949,6596	58359,5559	77,6540

Menghitung C_{a0} dan C_{b0} sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 Ca0 &= F_{ma} / F_{vtotal} \\
 &= (140,4717 \text{ kmol/jam}) / (77,6540 \text{ m}^3/\text{jam}) \\
 &= 1,8089 \text{ kmol/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Cb0 &= F_{mb} / F_{vtotal} \\
 &= (147,4952 \text{ kmol/jam}) / (77,6540 \text{ m}^3/\text{jam}) \\
 &= 1,8994 \text{ kmol/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 M &= C_{b0} / C_{a0} \\
 &= 1,0500
 \end{aligned}$$

e. Menghitung Optimasi Reaktor

Tabel 52. Optimasi Jumlah reaktor

f. Neraca Massa Reaktor

Tabel 54. Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk		Keluar	
	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6
	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam
H ₂ SO ₄	0,000	961,1056	27,4062	0,0000
NaHSO ₄	0,0000	0,0000	0,0000	1142,9801
NaNO ₃	834,2161	0,0000	0,0000	25,0265
HNO ₃	0,0000	0,0000	599,9089	0,0000
H ₂ O	474,4540	3,6030	478,0570	0,0000
Total	1308,6701	964,7086	1105,3721	1168,0066
	2273,3787		2273,3787	

g. Perhitungan Dimensi Reaktor

Dari data literatur menunjukkan dengan perbandingan mol natrium nitrat dan asam sulfat adalah 1: 1,05. Suhu reaksi 150 °C diperoleh konversi 97 %.

$$T = 150 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$T \text{ (waktu reaksi)} = 19 \text{ jam}$$

$$\text{Konversi} = 97 \%$$

Dipilih bahan konstruksi : Stainless Steel

Spesifikasi bahan

$$\text{Max allowable stress, } f = 18750 \text{ psi}$$

$$\text{Effisiensi sambungan, } E = 0,85$$

$$\text{Corroision allowance, } C = 0,125 \text{ in}$$

Jenis pengeluaran : Double welded butt joint

h. Menghitung Diameter dan Tinggi Tangki

$$\text{Jumlah reactor NR} = 9 \text{ buah}$$

$$t \text{ reaksi} = 19 \text{ jam}$$

$$t \text{ isi} = t \text{ reaksi} / (\text{NR} - 2.5) = 3 \text{ jam}$$

$$V \text{ cairan} = F_v \times t \text{ isi} = 28,1235 \text{ m}^3$$

Over design = 20 %

$V_{shell\ reaktor} = 1.2 \times V_{cairan} = 33,7481\ m^3$

Perbandingan H dan D : 1,5

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot 1,5 D = \frac{1,5 \pi}{4} D^3$$

$$V = 35,5059\ m^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{1,5\pi}}$$

$$D = 3,1125$$

Dengan memasukkan nilai volume reaktor didapat diameter reaktor, $D = 3,1125\ m$ tinggi reaktor (H) = 4,6688 m.

i. Menghitung Tebal *Shell* dan Tebal *Head*

- Tebal *Shell*

$$t_s = \frac{P_d \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P_d} + C$$

$$r_i = 1,5563\ m = 61,2700\ inc$$

$$t_s = 0,0046\ m = 0,1815\ in$$

$$\text{Tebal Standar} = 0,0048\ m = 0,1875\ inc$$

Menentukan jenis dan ukuran *head* dan *bottom* reaktor.

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis *head* meliputi:

1. *Flanged & Standard Dished Head*
Umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil.
2. *Torispherical Flanged & Dished Head*
Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis.
3. *Elliptical Dished Head*
Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal.
4. *Hemispherical Head*
Digunakan untuk tekanan operasi sangat tinggi, kuat dan ukuran yang tersedia sangat terbatas.

Dari pertimbangan-pertimbangan di atas dan tekanan operasi perancangan yang dibuat, maka dipilih bentuk *Torispherical Flanged & Dished Head*.

- Tebal *Head*

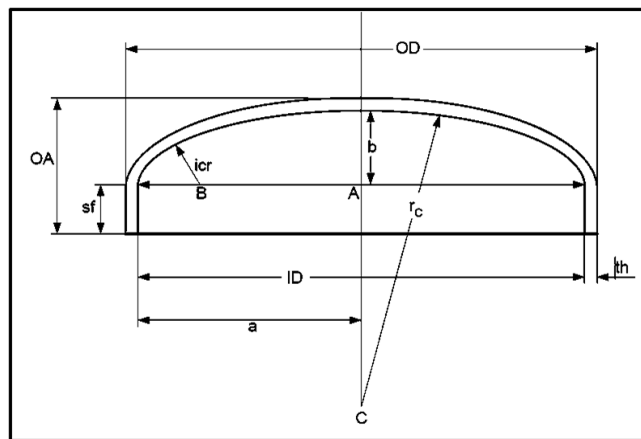
$$t_h = \frac{0,885 P_{d.r}}{f \cdot E - 0,1 P_d} + C$$

$$t_h = 0,2250 \text{ inc} = 0,0057 \text{ m}$$

$$\text{Tebal standar} = 0,2500 \text{ inc} = 0,0064 \text{ m}$$

j. Menghitung Tinggi Total Reaktor

Dalam perhitungan tinggi reaktor acuan yang dipakai adalah Brownell (1959). Adapun hal-hal yang perlu dihitung secara terperinci dijelaskan dalam gambar 12 berikut ini.



Gambar 12

1. Menghitung tinggi *head* (OA)

Menghitung OA maka kita memerlukan data *sf* dan *icr* dari tabel 5.4 Brownell (1959) sebagai berikut :

Table 5.4. Dimensions of Standard Flanged-only Heads for All Diameters
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Gage (Thickness)	Standard Straight Flange (in.)	Inside-corner Radius (in.)
<i>t</i>	<i>sf</i>	<i>icr</i>
3/16	1 1/2 - 2	3/16
1/4	1 1/2 - 2 1/4	3/4
5/16	1 1/2 - 3	1 5/16
3/8	1 1/2 - 3	1 1/8
7/16	1 1/2 - 3 1/2	1 5/16
1/2	1 1/2 - 3 1/2	1 1/2
5/8	1 1/2 - 3 1/2	1 7/8
3/4	1 1/2 - 3 1/2	2 1/4
7/8	1 1/2 - 4	2 3/8
1	1 1/2 - 4	3

Digunakan tebal head 1/4 in dengan tebal tersebut dapat diambil

:

$$\text{Standar Straight Flange (SF)} = 1,5 - 2,5 \text{ in}$$

$$\text{Diambil SF} = 2 \text{ in}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2.\text{th} = 71,04606259 \text{ inc}$$

$$\text{A} = \text{ID}/2 = 35,3355313 \text{ inc}$$

$$\text{AB} = a - \text{icr} = 31,09526754 \text{ in}$$

$$\text{BC} = r - \text{icr} = 66,4308 \text{ in}$$

$$\text{AC} = (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{0,5} = 58,70379349 \text{ in}$$

$$\text{b} = r - \text{AC} = 11,9673 \text{ in}$$

$$\text{OA} = \text{b} + \text{sf} + \text{th} = 14,1548 \text{ in}$$

$$\text{OA} = \text{Tinggi head} = 14,1548 \text{ in}$$

$$= 0,3595 \text{ m}$$

2. Menghitung tinggi total reaktor

$$\text{Tinggi total reaktor} = \text{tinggi tangki} + 2x \text{ tinggi head}$$

$$= 2,9229 \text{ m}$$

3. Menghitung luas permukaan dinding dalam dan luar reaktor

Menghitung luas permukaan dinding dalam

$$\text{Dinding Shell} = \pi.D.Ls = 12,4213 \text{ m}^2$$

$$\text{Dinding head} = 2 (1,22 \pi/4D^2) = 6,1718 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas total} = 18,5931 \text{ m}^2$$

Menghitung luas permukaan dinding luar

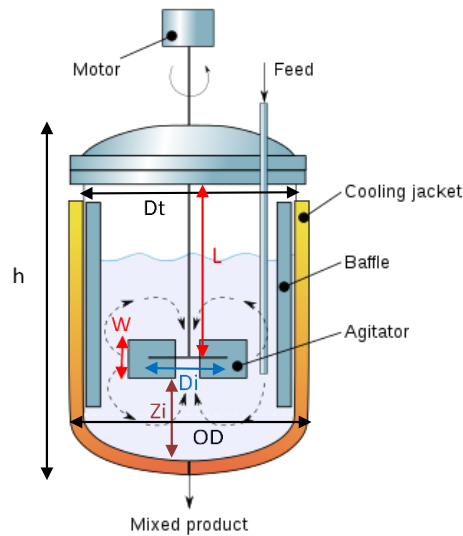
$$\text{Dinding vessel} = \pi(D+2.\text{ts})Ls = 12,4872 \text{ m}^2$$

$$\text{Dinding head} = 2(1,22\pi/4((D+2.\text{th})^2)) = 6,1718 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas total} = 18,7247 \text{ m}^2$$

k. Menghitung Dimensi Pengaduk

Dalam merancang dimensi pengaduk acuan yang digunakan adalah Unit Operation oleh Brown (1978), chapter 13 tentang agitator. Untuk penggambaran yang jelas mengenai variabel-variabel yang akan dihitung dapat dilihat pada gambar berikut ini.



Gambar 13

Vol cairan = 5,3946 m³
 μ camp = 6,0066 cP
 Jenis = Six bladed axial flow turbine in baffle tank

Alasan :

1. Pemilihan jenis pengaduk turbin karena range viskositas memenuhi
2. Pemilihan menggunakan turbin karena selain Nr yang besar, juga untuk mencegah vorteks dan memperbaiki transfer panas di reaktor.

Di brown, hal.507 untuk 6 blade diperoleh persamaan:

$$\begin{aligned} D_t/D_i &= 3 \\ Z_i/D_i &= 0,75 - 1,3 \\ w/D_t &= 0,17 \\ L/D_i &= 0,25 \end{aligned}$$

Dengan:

D_t = Diameter tangki
 D_i = Diameter impeller
 Z_i = Jarak pengaduk dari dasar bottom
 L = Panjang blade
 W = Lebar baffle

Maka:

$$\begin{aligned} D_t &= 1,7951 \text{ m} \\ D_i &= 0,5984 \text{ m} \end{aligned}$$

$$Z_i = 0,5984 \text{ m}$$

$$L = 0,1496 \text{ m}$$

$$W = 0,3052 \text{ m}$$

l. Menghitung Tinggi Cairan dalam Tangki Reaktor

$$\text{Vol cairan} = 5,3946 \text{ m}^3$$

$$\text{Vol bottom} = 1,1098 \text{ m}^3$$

$$\text{Vol cairan dalam vessel} = \text{vol cairan} - \text{vol bottom} = 4,2848 \text{ m}^3$$

$$h \text{ cairan di vessel} = 0,16939934 \text{ m}^3$$

$$h \text{ cairan di tangki} = \text{tinggi bottom} + \text{tinggi cairan di vessel} = 0,5289 \text{ m}^3$$

$$\text{Spec. gravity larutan} = 1,5642$$

$$\text{WELH} = 0,8274$$

$$n \text{ Turbin} = \text{WELH}/Dt = 0,4609 = 1$$

m. Menghitung Kecepatan Pengadukan

Dalam perancangan kecepatan pengadukan buku yang digunakan sebagai acuan adalah Rase (1977). Persamaan utama untuk menghitung kecepatan pengadukan adalah persamaan 8.8 dalam Rase (1977) yaitu sebagai berikut.

$$\frac{WELH}{2Di} = \left(\frac{3,14 \times Di \times N}{600} \right)^2$$

Dengan :

WELH = *Water equivalent liquid height*

WELH = Tinggi larutan dalam tangki \times spec. gravity larutan

$$N = \frac{600 \times \left(\frac{WELH}{2} \times Di \right)^{0,5}}{\pi Di}$$

$$N = 139,7159 \text{ Rpm}$$

$$N = 14,6236 \text{ rad/s}$$

$$N = 2,3286 \text{ putaran/s}$$

$$N = 7,5861 \text{ m/s}$$

n. Menghitung Daya Pengadukan

Acuan yang digunakan untuk menghitung daya pengadukan adalah chapter 13 tentang Agitator dalam Brown (1978).

Power consumption

$$P = \frac{\phi \rho n^3 D_i^5}{g_c}$$

Dengan :

p = power pengaduk (ft.lbf/sec)

Φ = *power number*

Rho = kecepatan putar (rps)

D_i = diameter *impeller* (ft)

g_c = gravitasi bumi (lbm.ft/lbf.sec²)

Predicted power from graph

$$\sqrt{\left(\frac{D_t}{D_i}\right) \left(\frac{Z_t}{D_i}\right)_{\text{desired}} / \left(\frac{D_t}{D_i}\right) \left(\frac{Z_t}{D_i}\right)_{\text{graph}}}$$

Z_t = ketinggian cairan dalam tangki (m)

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{nD_i^2 \rho}{\mu}$$

Dengan :

Re = kecepatan pendaduk (rps)

D_i = diameter *impeller* (ft)

ρ = densitas umpan (lb/ft³)

μ = viskositas umpan (lb/ft.s)

Efisiensi Motor : e_m = 85%

Power Motor : p_m = 8,5332 HP

Dipilih motor dengan daya standar = 9,0000 HP

o. Merancang Jaket Pendingin

- a. Pendingin yang digunakan adalah *water* (H₂O 30°C) karena suhu reaksi dalam reaktor sesuai suhu kamar.
- b. Kondisi operasi *isothermal* pada reaktor yaitu 150 °C.

I. Merancang Jaket Pendingin R-01

Panas yang diperlukan sesuai dengan neraca panas R-01.

Q = 7357012,7992 Btu/hr

T_{reaktor} = 150 °C

II. Desain Pendingin

$$T_{c, \text{ in}} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{c, \text{ out}} = 60 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{avg}} = 45 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

III. Menghitung Luas Permukaan Panas yang Dibutuhkan (A_j)

$$UD = 70 \text{ Btu/J.ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}$$

$$A_j = 379,1680 \text{ ft}^2$$

$$\text{Over design } (A_j \cdot (100 + 20\%) / 100)$$

$$A_j = 75,8336 \text{ ft}^2 = 7,0449 \text{ m}^2$$

$$= 10920,0394 \text{ in}^2$$

$$\text{Overall } A_j = 445,0016 \text{ ft}^2 = 42,2697 \text{ m}^2$$

$$= 65520,2361 \text{ in}^2$$

$$A \text{ dinding luar} = 18,7247 \text{ m}^2$$

Karena A_j (Luas Permukaan Panas) $7,0449 < A$ (Luas Penampang Shell) $18,7247$ maka dipilih pendingin reactor menggunakan jaket

p. Perancangan Ukuran Jaket

Jarak antara dinding reaktor dengan dinding jaket (L) = 2,5 in

Bahan jaket yang digunakan adalah SA-268 TP 430, kandungan 16 Cr

1. Perancangan Diameter Jaket

$$D_j = D_r + 2 t_s + L$$

$$D_j = 3,3252 \text{ m}$$

2. Menghitung *Flow Area*

$$A_f = 0,0127 \text{ m}^2$$

3. Trbal Dinding *Shell* Jaket

$$t_j = \frac{P_d \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 P_d} + C$$

$$E = 0,85$$

$$F = 12750$$

$$r_i = 38,02302376 \text{ in}$$

$$c = 0,1250 \text{ in}$$

$$t_j = 0,1869 \text{ in}$$

dipilih $t_j = 1/4 = 0,25$ in

4. Tinggi Shell Jacket

$$L_j = b + L + t_j$$

$$B_j = 0,4294 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi jaket} = 4,0874 \text{ m}$$

q. Meraca Panas Reaktor-01

Suhu referensi = $25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$

Suhu Operasi = $150^\circ\text{C} = 458,15 \text{ K}$

Data Kapasitas Panas

Tabel 55. Perhitungan Kapasitas Panas

Komponen	ΔH_f , J/mol	A	B	C	D
H2SO4	-735130	26,004	7,03E-01	-1,39E-03	1,03E-06
NaNO3	-467000	0,E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00
HNO3	-135100	214,478	-7,68E-01	1,50E-03	-3,02E-07
NaHSO4	-1387100	0,E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00
H2O	-241800	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

Tabel 56. Lanjutan

Cp1	Cp2	Cp3	Cp4	Cp5	Cp6
139.9530	153.8939	18452.2322	-18452.2322	0.1400	0.1539
93.1000	93.1000	11637.5000	-11637.5000	0.0931	0.0931
110.6794	134.8185	14962.7004	-14962.7004	0.1107	0.1348
133.2002	133.2002	16650.0191	-16650.0191	0.1332	0.1332
75.5530	77.8728	9469.4957	-9469.4957	0.0756	0.0779

Panas Reaksi standar pada suhu 25°C dicari dengan persamaan berikut :

$$\Delta H_{r0} = \sum_{\text{produk}} \nu_i \Delta H_{f0} - \sum_{\text{reaktan}} \nu_i \Delta H_{f0}$$

$$\Delta H_r = -320070 \text{ J/mol}$$

Perhitungan Panas Reaksi di R-01

1. Panas untuk penurunan suhu umpan dari suhu 150°C ke 25°C

Tabel 57. Panas Penurunan Suhu dari 185°C ke 25°C

Komponen	Komponen	Komponen	Komponen
H2SO4	-18452.2322	74.3897	-1372656.692
NaNO3	-11637.5000	70.8474	-824486.246
Total	-30089.7322	145.2371	-2197142.9377

$$\begin{aligned} \text{Total } Q_c &= -2197142.9377 \text{ J/jam} \\ &= -525.1298 \text{ Kkal/jam} \end{aligned}$$

2. Panas Reaksi Standard

$$\begin{aligned} \text{Panas reaksi standar} &= -320070.0000 \text{ J/mol} \\ \text{Jumlah Reaksi yang bereaksi} &= -320070.0000 \text{ mol/jam} \\ \text{Panas reaksi } (\Delta H_r) &= -43611943083.4723 \text{ J/jam} \\ &= -10423504.5611 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

3. Panas untuk kenaikan suhu umpan dari suhu 25 °C ke 150°C

Tabel 58. Panas Kenaikan Suhu dari 25°C ke 150°C

Komponen	Komponen	Komponen	Komponen
H2SO4	18452.2322	74389.7365	1372656691.6264
NaNO3	11637.5000	70847.3681	824486246.0249
HNO3	14962.7004	0.0000	0.0000
NaHSO4	16650.0191	0.0000	0.0000
H2O	9469.4957	191623.0461	1814573614.5790
Total	71171.9475	336860.1507	4011716552.2304

$$\begin{aligned} \text{Total } Q_H &= 4011716552.2304 \text{ J/jam} \\ &= 958823.2677 \text{ Kkal/jam} \end{aligned}$$

4. Panas Reaksi Total

$$\begin{aligned} \Delta H_r &= Q_c + \Delta H_r + Q_h \\ &= -39602423674.1796 \text{ J/jam} \\ &= -9465206.4231 \text{ Kkal/jam} \end{aligned}$$

5. Neraca Panas Total R-01

Tabel 59. Neraca Panas Total

Komponen	Masuk	Keluar
	kkal/jam	kkal/jam
Umpan	525.1298	
Reaksi standar	10423504.5611	
Produk		958823.2677
Pendingin		9465206.4231
Total	10,424,029.6908	10,424,029.6908

MENARA DESTILASI

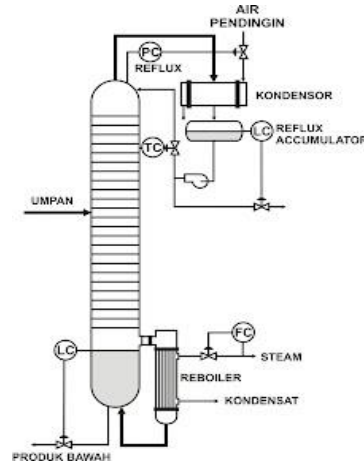
Fungsi : Memisahkan hasil atas Reaktor (R-01) berupa campuran asam dan air, diinginkan HNO₃ sebagai hasil atas dari MD-01.

Jenis : *Tray*.

Tujuan :

1. Menentukan kondisi operasi.
 2. Menentukan distribusi komponen distilat dan *bottom*.
 3. Menghitung neraca panas menara distilasi.
 4. Menghitung menara distilasi.
- Menghitung jaket pemanas menara distilasi.

P_{operasi} : 760 mmHg (1 atm)



Asumsi : Aliran cairan dan uap sepanjang menara dianggap tetap (equimolar overflow).

Sehingga, $L = L_0$

$L_0 = R \cdot D$

$$L' = L + F = L_0 + F \cdot V = V'$$

Data-data yang diperlukan

a. *Enriching Section*

- Sifat fisis dan laju alir uap diambil untuk kondisi uap meninggalkan *plate* ke- 1 dari atas (*top vapor*).
- Sifat fisis dan laju alir cairan diambil untuk kondisi cairan menuju *plate* ke- 1 dari atas (cairan *refluks*).

Data-Data Uap :

- Molar $V = 0,10015$ kmol/detik
- BM rata-rata $BMV = 35,0207$ kg/kmol

- <i>Mass Flowrate</i>	V_w	=	3,50730	kg/detik
- <i>Density</i>	r_V	=	1,39790	kg/m ³
- <i>Vol. Flowrate</i>	Q_V	=	2,50898	m ³ /detik

Data-Data Cairan :

-Molar <i>Flowrate</i>	$L = R.D$	=	0,15022	kmol/detik
-BM rata-rata	BML	=	35,02066	kg/kmol
- <i>Mass Flowrate</i>	L_w	=	5,26094	kg/detik
- <i>Density</i>	r_L	=	430,3479	kg/m ³
- <i>Vol. Flowrate</i>	Q_L	=	0,01222	m ³ /detik
- <i>Surface Tension</i>	t_L	=	196,8185	dyne/cm
- <i>Viscosity</i>	η_L	=	0,00061	kg/m.detik

b. Stripping Section

- Sifat fisis dan laju alir uap diambil untuk kondisi uap menuju *plate* ke - 1 dari bawah (uap *boil-up*).

- Sifat fisis dan laju alir cairan diambil untuk kondisi cairan meninggalkan *plate* ke - 1 dari bawah. Data-Data Uap :

- Molar <i>Flowrate</i>	$V' = V$	=	0,10015	kmol/detik
- BM rata-rata	BMV	=	23,12277	kg/kmol
- <i>Mass Flowrate</i>	V_w	=	2,31573	kg/detik
- <i>Density</i>	r_V	=	1,19497	kg/m ³
- <i>Vol. Flowrate</i>	Q_V	=	1,93789	m ³ /detik

Data-Data Cairan :

- Molar <i>Flowrate</i>	$L' = L + F$	=	0,29930	kmol/detik
- BM rata-rata	BML	=	23,12277	kg/kmol
- <i>Mass Flowrate</i>	L_w	=	6,92064	kg/detik
- <i>Density</i>	r_L	=	426,60133	kg/m ³
- <i>Vol. Flowrate</i>	Q_L	=	0,01622	m ³ /detik

- *Surface Tension* t_L = 130,58290 *dyne/cm*
- *Viscosity* η_L = 0,0018879 *kg/m.detik*

c. Karakteristik Packing

Enriching maupun stripping section menggunakan jenis dan spesifikasi packing yang sama. Pemilihan jenis dan bahan packing ini dipengaruhi oleh sifat korosivitas komponen.

- Jenis = *Raschig Rings Metal* Ukuran
- Nominal D_p = 2,0 in = 51 mm
- Specific Area* a_p = 102 m^2/m^3
- Packing Factor* F_p = 66

d. Liquid-Vapor Factor (FLV)

$$F_{LV} = \frac{V_W}{L_W} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}}$$

Diperoleh :

Enriching Section

$$F_{LV} = 0,037995904$$

$$\log(F_{LV}) = -1,420263218$$

Stripping Section

$$F_{LV} = 0,017709642$$

$$\log(F_{LV}) = -1,751790213$$

e. Superficial Vapor Mass Flux (G)

$$G = \left[\frac{K_4 \rho_v (\rho_L - \rho_v)}{42,9 F_p \left(\frac{\eta_L}{\rho_L} \right)^{0.1}} \right]^{0.5}$$

Dimana : K_4 = nilai yang diperoleh dari absis garis *flooding* pada Fig. 11-44

Enriching Section

$$K_4 = 4,8$$

$$G = 1,973961191 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

Stripping Section

$$K_4 = 6,3$$

$$G = 1,962867043 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

f. Flooding Vapor Velocity (uf)

$$u_f = \frac{G}{\rho_V}$$

Diperoleh :

Enriching Section uf = 3,5546 m/detik

Stripping Section uf = 2,8437 m/detik

g. Design Maximum Flowrate (uv, max)

Packing column dioperasikan sekitar 90% dari *flooding rate*-nya.

Dirancang : uv, max = 90% uf

Diperoleh :

Enriching Section uv, max = 1,2708822271 m/detik

Stripping Section uv, max = 1,47841608 m/detik

h. Column Cross Sectioned Area

$$A_c = \frac{Q_V}{u_{v,max}}$$

Diperoleh :

Enriching Section Ac = 1,974200222 m²

Stripping Section Ac = 1,310854154 m²

i. Column Diameter

$$D_c = \sqrt{\frac{4A_c}{\pi}}$$

Diperoleh :

Enriching Section Dc = 1,585124116 m

Stripping Section Dc = 1,291650042 m

Dipilih : *Design Column Diameter*

$$D_c = 1,365784989 \text{ m}$$

j. Perancangan Tinggi Tray

Tinggi packing ditentukan dengan konsep HETP (Height Equivalent of Theoretical Plate) yang tinggi, packing yang memberikan derajat pemisahan yang sama dengan 1 buah stage setimbang, Frank (Ulrich, 1984: 196-197) merekomendasikan untuk $D_c > 0,5$, $HETP = 0,5 \cdot D_c$. Sedangkan tinggi packing

dapat dicari dengan persamaan : $Z_p = N_p \cdot \text{HETP}$, dengan N_p =jumlah Plate.

Sehingga :

<i>Enriching Section</i>	HETP =	0,557612802	m/plate
	N_p =	24	plate
	Z_p =	13,54945669	m
<i>Stripping Section</i>	HETP =	0,557612802	m/plate
	N_p =	24	plate
	Z_p =	13,54945669	m

k. Cek Wetting Rate

Wetting rate adalah laju aliran dibagi dengan luas permukaan spesifik dari packing. Dimana Morris and Jackson merekomendasikan minimum wetting rate semua packing kecuali jenis ring berukuran lebih besar dari 3 in sebesar $2,2 \cdot 10^{-5}$ m³/dtk.m

Enriching Section :

$$A_c = 1,625609378 \text{ m}^2 = 17,49789678 \text{ ft}^2$$

$$L_v' = QL/A_c = 0,00752017 \text{ m}^3/\text{dtk.m}^2$$

$$a_p = 102 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$L_p = L_v' / a_p = 7,3272\text{E-}05 \text{ m}^3/\text{dtk.m}$$

Stripping Section

$$A_c = 1,625609378 \text{ m}^2$$

$$L_v' = QL / A_c = 1,625609378 \text{ m}^2 / \text{dtk} \cdot \text{m}^2$$

$$A_p = 102 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$L_p = L_v' / a_p = 9,7838\text{E-}05 \text{ m}^3/\text{dtk.m}$$

l. Koreksi Tinggi Packing

Salah satu cara untuk meningkatkan wetting rate adalah dengan menaikkan refluks operasi, namun jika wetting rate (lebih kecil dari minimum) tidak dapat dihindari maka tinggi packing harus diperbesar untuk menaikkan performance column.

$$Z_{p,\text{kor}} = \frac{Z_p}{n}$$

Dengan :

n = derajat *wetting*, diperoleh dari Fig. 5-12 (*Backhurst and Harker*, 1983 : 150).

Dimana untuk $n > 1$ digunakan $n = 1$.

Enriching Section

Lv	=	1554,18071 ft ³ /jam
Dc	=	4,719117866 ft
Dp	=	2 in
n	=	1
Zp, kor	=	13,54945669 m

Stripping Section

Lv	=	2062,441457 ft ³ /jam
Dc	=	4,719117866 ft
Dp	=	2 in
n	=	1
Zp, kor	=	13,54945669 m

m. Cek Pressure Drop

Dengan :

DP = Pressure drop (in H₂O/ft packing)

L, Gf = Liquid and gas (vapor) flowrate (lb/s.ft²)

rg = Densitas gas atau uap (lb/ft³)

a,b = Konstanta dari Table 5-1 *Bachurtst and Harker* (1983: 144)

Untuk *packing* dengan spesifikasi di atas diperoleh :

Enriching Section

L	=	0,662838197 lb/s.ft ²
gF	=	0,441892132 lb/s.ft ³
ρv	=	0,087267007 lb/ft ³
DP	=	0,478455661 in H ₂ O/ft
	=	0,003976509 atm/m
	=	402,8204074 Pa/m
DPr	=	0,053879543 atm

Stripping Section

L	=	0,871947081	lb/s.ft ²
Gf	=	0,29176401	lb/s.ft ³
ρv	=	0,074598977	lb/ft ³
DP	=	0,267374813	in H ₂ O/ft
	=	0,002222188	atm/m
	=	225,1076534	Pa/m
DPs	=	0,030109441	atm

Pressure drop di seksi *enriching* dan *stripping* memenuhi kisaran *pressure drop* yang umum di industri, juga dekat dengan asumsi sehingga perhitungan sudah benar.

n. Perancangan *Bed Section*

Susunan packing dibuat beberapa seksi untuk menghindari terjadinya channeling. Redistribusi cairan dibuat setiap 20 ft (6 cm) atau setiap 5 – 8 kali diameter kolom. Dipilih yang lebih kecil.

Enriching Section

Tinggi *bed* maksimum $Z_{sb, \max} = 5 \cdot D_c = 7,191935397$ m

Jumlah *bed section* min. $N_{sb, \min} = Z_p / Z_{sb, \max} = 1,883979199$

Dipakai :

$$N_{sb} = 2$$

$$\text{Tinggi tiap } \textit{bed section} \ Z_{sb} = N_{sb} \cdot Z_p = 6,774728343 \text{ m}$$

Stripping Section

Tinggi *bed* maksimum $Z_{sb, \max} = 5 \cdot D_c = 7,191935397$ m

Jumlah *bed section* min. $N_{sb, \min} = Z_p / Z_{sb, \max} = 1,883979199$

Dipakai :

$$N_{sb} = 2$$

$$\text{Tinggi tiap } \textit{bed section} \ Z_{sb} = N_{sb} \cdot Z_p = 6,774728343 \text{ m}$$

o. Perancangan *Packing Support*

Fungsi : Menyangga beban *packing* tiap seksi pada kondisi basah maupun kering.

Jenis : *Gas Injection Packing Support Plate*

Jumlah : 2 buah *Enriching Section*

2 buah *Stripping Section*

p. Perancangan *Liquid Distributor*

Fungsi : Mendistribusikan cairan yang masuk ke kolom yaitu di alihkan *refluks* dan umpan

Jenis : *Pan Type Orifice Distributor*

Jumlah : 1 buah *Enriching Section*

1 buah *Stripping Section*

q. Perancangan *Liquid Redistributor*

Fungsi : Mengumpulkan cairan yang mengalir ke dinding kolom dan mendistribusikan kembali ke seluruh permukaan *packing*.

Jenis : *Wall Wiper*

Jumlah : 1 buah *Enriching Section*

1 buah *Stripping Section*

r. Perancangan Tinggi Kolom

Dirancang :

Ruang kosong atas = 4 ft = 1,219199961 m

Ruang kosong bawah = 6 ft = 1,828799941 m

Feed space = 12 in = 0,3048 m

Diperoleh :

Tinggi kolom $Z_t = 30,45171327$ m

s. Perancangan Tebal Dinding

Material Construction

Dipilih :

Bahan konstruksi = *Stainless Steel*

Maximum Allowable Stress $F = 18750$ psi

Jenis sambungan = *Double Welded Butt joint*

Efisiensi sambungan $E = 0,85$

Corrosion Allowance $C = 0,125$ in

t. Tekanan Perancangan

Tekanan Operasi $P = 1$ atm

Pressure Drop $\Delta P_s = 0,030109441 \text{ atm}$

Tekanan Perancangan $P_d = 1.1 (P + \Delta P_s) = 1,573120385 \text{ atm}$
 $= 23,12486967$

u. Dinding Shell

$$t_s = \frac{P_d r_i}{fE - 0,6 P_d} + C$$

Jari-jari $r_i = D_c / 2 = 0,6829 = 26,8855 \text{ in}$

Dipilih tebal standar : $t_s = 0,3125 \text{ in}$

v. Head

$$t_h = \frac{0,885 P_d r_c}{fE - 0,1 P_d}$$

Jenis head : *torispherical Dished Head Crown Radius r_c*

$D_c = 0,125 \text{ m} = 27,5105 \text{ in}$

Tebal $t_h = 0,1404 \text{ in}$

Dipilih tebal standar : $t_h = 0,3125 \text{ in}$

