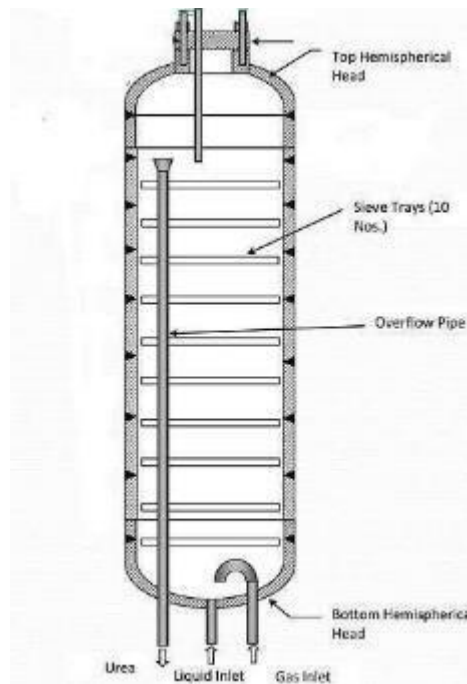


LAMPIRAN A

REAKTOR

| | |
|---------------------|--|
| Jenis | : <i>Plug Flow Reactor</i> |
| Fungsi menjadi Urea | : Tempat terjadinya reaksi Amonia dengan CO ₂ |
| Fase | : Cair |
| Kondisi Operasi | : P = 140 atm, T = 168°C |
| Reaksi | : Eksotermis |
| Konversi | : 60 % |



Gambar A.1 *Urea Synthesis Reactor*

(Sumber: Khan, 2018)

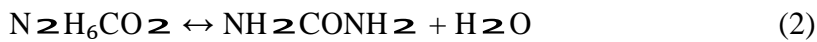
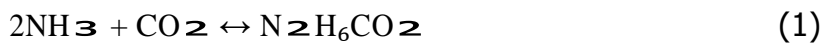
Alasan :

1. Reaksi yang terjadi fase gas dan cair

2. Tekanan Tinggi
3. Suhu Tinggi
4. Reaksi Eksotermis

A. Tinjauan Kinetika Reaksi

Reaksi Utama



Konversi mencapai 60% pada 0,06 jam dan suhu 168°C dan tekanan 140 atm. proses pembuatan Urea merupakan orde dua, dimana perbandingan antara Amonia dan CO₂ yaitu 3:1

$$R_4 = k C_r \left(x_{r6} - \frac{1}{K_{xr,4}} \cdot \frac{x_{r6} \cdot x_{r1}}{x_{r4}} \right)$$

$$k = 3,6113 \cdot 10^{-4} \text{ L/Kmol.s}$$

dimana :

S = Entropi

R₄ = Nilai Reaksi 4

C_r = Konsentrasi Total pada fasa gas

k = Konstanta kecepatan Reaksi (1/sec)R

= Konstanta gas ideal (8,3145 J/mol) T =

Suhu Fluida (441,15K)

k₀ = Faktor A (2,5 · 10⁸S⁻¹)

E_a = Energi aktivasi (-100000 J/mol)

(X.P. Zhang 2001)

B. Menghitung Neraca Massa Reaktor

R input – R output – R reaksi = R akumulasi

$$F_{A0} - F_A - (-r_A)V = 0$$

$$F_V \cdot C_{A0} - F_V \cdot C_A - (-r_A)V = 0$$

$$F_V \cdot C_{A0} - F_V \cdot C_A(1 - X_A) - k \cdot C_A \cdot C_B^2 \cdot V = 0$$

$$F_V \cdot C_{A0} - F_V \cdot C_A(1 - X_A) - k \cdot C_{A0}(1 - X_A)C_{A0}^2 \cdot (m - 2X_A)^2V = 0$$

$$F_V \cdot C_{A0} \cdot X_A - kC_{A0}^3 \cdot (1 - X_A) \cdot (m - 2X_A)^2V = 0$$

$$V = \frac{F_V \cdot X_A}{kC_{A0}^2 \cdot (1 - X_A) \cdot (m - 2X_A)^2}$$

$$t = \frac{V}{v} =$$

$$kC_{A0}^2 (1 - X_A) (m - 2X_A)^2$$

Tabel A. 1. Neraca Massa Reaktor

| Komponen | Masuk (kg/jam) | Keluar (kg/jam) | |
|----------|-------------------|-----------------|--------|
| | arus 5 | arus 6 | arus 7 |
| | | | |

| | | | |
|---|--------------------|------------|--------------------|
| NH ₃ | 7.330,0424 | | 5.545,5361 |
| CO ₂ | 3.847,5465 | | 1.539,0186 |
| N ₂ H ₆ CO ₂ | 10.768,5352 | 5.944,6278 | |
| Gas inert | | | |
| CH ₄ N ₂ O | | 6.863,4053 | |
| H ₂ O | | 2.053,5363 | |
| Total | 21.946,1241 | | 21.946,1241 |

C. Menghitung konsentrasi awal a (Ca0)

Untuk menghitung nilai Ca0, CB0, dan CC0, diperlukan data laju alir bahan baku. Laju alir bahan baku disajikan dalam tabel berikut.

Tabel A. 2. Data Laju Alir untuk Masing-Masing Bahan Baku

| Komponen | BM | Laju alir | Fraksi mol | Densitas | xi.ρ | Laju Volume | FvA ₀ | FvB ₀ |
|----------------------------------|-----------|-----------|------------|-------------------------|----------|-----------------------|---------------------|---------------------|
| | (kg/kmol) | kmol/jam | xi | (ρ)(kg/m ³) | | (m ³ /jam) | m ³ /jam | m ³ /jam |
| CH ₆ N ₂ O | 78 | 126,5198 | 0,28182 | 1380 | 388,9167 | 7,1511 | 7,1511 | |
| CO ₂ | 44 | 46,8518 | 0,10436 | 882,784 | 92,1297 | 2,3352 | | 2,3352 |
| NH ₃ | 17 | 228,5939 | 0,50919 | 153,769 | 78,2983 | 25,2723 | 25,2723 | |
| H ₂ O | 18 | 42,7848 | 0,09530 | 171,427 | 16,3376 | 4,4924 | 4,4925 | |
| GAS INERT | 62 | 4,1819 | 0,00932 | 2,525 | 0,02352 | 102,6858 | | |
| TOTAL | | 448,9324 | 1 | | 575,7059 | 141,9369 | 36,9159 | 2,3352 |

Sehingga :

$$Ca_0 = 1,6105 \text{ kmol/m}^3$$

$$Cb_0 = 0,3300 \text{ kmol/m}^3$$

$$\mu = 0,0005 \text{ kg/m.s}$$

$$M = 8.7890$$

| | |
|---------------------|------------------------------|
| B _{ma} | = 17,000 gr/mol |
| B _{Mb} | = 44,0000 gr/mol |
| ρ mix | = 861,3876 kg/m ³ |
| Viskositas Campuran | = 0,0005 kg/m.s |

Dengan memasukan data-data tersebut diatas kedalam persamaan maka diperoleh waktu tinggal dalam reaktor (t) :

$$t = 0,06 \text{ jam} = 3,6015 \text{ menit} = 216,0929 \text{ detik}$$

D. Perancangan Reaktor

Model Matematis Perancangan Reaktor Asumsi

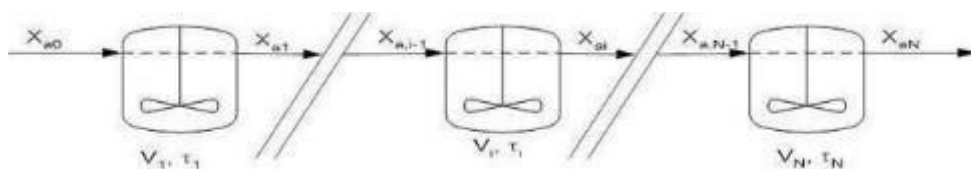
1. Pengadukan sempurna
2. Laju alir volumetrik tetap
3. Steady state Optimasi Jumlah Reaktor

Dirancang:

Besarnya volume reaktor dan waktu tinggal sama

$$V_1 = V_2 = V_i = V_N = V$$

$$t_1 = t_2 = t_i = t_N = t$$



Gambar A. 2. Optimasi Jumlah Reaktor Sehingga untuk N buah reaktor:

Menentukan waktu tinggal: $t = V/F_v$

Algoritma perhitungan optimasi jumlah reaktor:

1. Menentukan jumlah reaktor (N) buah
2. Trial konversi (X_{a1} sampai $X_{a,N-1}$)
3. Menghitung t_1 sampai t_N

4. Jika $t_1 \sim t_2 \dots \sim t_N$ maka perhitungan sudah benar, jika tidak maka ulangi perhitungan dari no.2
5. Menghitung volume tiap reaktor
6. Menghitung volume total reaktor
7. Menghitung harga relatif reaktor

Harga relatif reaktor diambil sebagai dasar optimasi yang dihitung dengan *six-tenth rules*.

a) Penentuan harga relatif reaktor

Jika untuk 1 buah reaktor mempunyai volume V_1 harganya C_1 maka untuk N buah reaktor :

$$C_N = N C_1 \left(\frac{V_{N,i}}{V_1} \right)^{0.6}$$

(Pherry,2010)

Maka harga relatif N buah reaktor dengan volum masing-masing V_i adalah:

$$C_{N,relatif} = \frac{C_N}{C_1} = N \left(\frac{V_{N,i}}{V_1} \right)^{0.6}$$

(Pherry,2010)

$$V = \frac{F_{Ao}(X_n - X_{n-1})}{-r_a}$$

$$V = \frac{F_{Ao}(X_n - X_{n-1})}{-r_a}$$

kCaCbCc

Menghitung laju alir volumetrik (F_v) dan konsentrasi a mula-mula (Ca_0)

Tabel A. 3. laju alir volumetrik (F_v)

| Komponen | BM (Kg/Kmol) | ρ (kg/m ³) | Fm (Kmol) | Fw (Kg) | Fv (m ³) |
|----------------------------------|-----------------|--------------------------------|-----------------|-------------------|-------------------------|
| CH ₆ N ₂ O | 78 | 1380 | 126,5198 | 9868,5457 | 7,1511 |
| CO ₂ | 44 | 882,784 | 46,8518 | 2061,4801 | 2,3352 |
| NH ₃ | 17 | 153,769 | 228,5939 | 3886,0974 | 25,2723 |
| H ₂ O | 18 | 171,427 | 42,7848 | 770,1277 | 4,4924 |
| GAS INERT | 62 | 2,525 | 4,1819 | 259,2818 | 102,6858 |
| Total | | 4284,990 | 2590,505 | 16845,5329 | 141,9369 |

Diperoleh:

$$F_v = 141,9369 \text{ m}^3/\text{Jam}$$

$$Ca_0 = 1,6105 \text{ kmol/m}^3$$

a. Reaktor 1

Tabel A. 4. Optimasi 1 Reaktor

| jumlah reaktor ke- | Xa,N-1 | Xa,N | t(jam) | error t | V(m ³) |
|-----------------------|--------|-------|---------|---------|--------------------|
| 1 | 0 | 0,600 | 0,06003 | 0 | 2,3561 |

Untuk Reaktor 1

$$N = 1$$

$$X_{a, N-1} = 0$$

$$X_{a, N} = 0,600$$

$$t = 0,060 \text{ Jam}$$

$$t, \text{ rata-rata} = 0,060 \text{ m}^3$$

$$v_i = t \cdot f_v = 6,542 \text{ m}^3$$

$$V = N \cdot v_i = 6,5419$$

$$C_{\text{relatif}} = 1,0000$$

a. Reaktor 2

Tabel A.5 Optimasi Reaktor 2

| jumlah reaktor ke- | Xa,N-1 | Xa,N | t(jam) | error t | V(m ³) |
|--------------------|--------|------|---------|---------|--------------------|
| 1 | 0 | 0,39 | 0,00164 | 0,0000 | 0,2337 |
| 2 | 0,392 | 0,60 | 0,00164 | 0,0048 | 0,2326 |

Untuk Reaktor 2

$$N = 2$$

$$X_{a, N-1} = 0,392$$

$$X_{a, N} = 0,600$$

$$t = 0,003 \text{ jam}$$

$$t, \text{ rata-rata} = 0,002 \text{ m}^3$$

$$v_i = t \cdot f_v = 0,233 \text{ m}^3$$

$$V = N \cdot v_i = 0,4652$$

$$C_{\text{relatif}} = 1,0594$$

b. Reaktor 3

Tabel A.6 Optimasi Reaktor 3

| jumlah reaktor ke- | Xa,N-1 | Xa,N | t(jam) | error t | V(m ³) |
|--------------------|--------|------|--------|---------|--------------------|
| 1 | 0 | 0,30 | 0,0010 | 0,0000 | 0,1430 |
| 2 | 0,30 | 0,48 | 0,0010 | 0,0000 | 0,1373 |

| | | | | | |
|---|------|------|--------|--------|--------|
| 3 | 0,48 | 0,60 | 0,0009 | 0,0000 | 0,1330 |
|---|------|------|--------|--------|--------|

Untuk Reaktor 3

$$\begin{aligned}
 N &= 3 \\
 t, \text{ rata-rata} &= 0,001 \text{ jam} \\
 v_i = t \cdot f_v &= 0,133 \text{ m}^3 \\
 V = N \cdot v_i &= 0,399 \text{ m}^3 \\
 \text{Crelatif} &= 0,894
 \end{aligned}$$

c. Reaktor 4

Tabel A.7 Optimasi Reakto 4

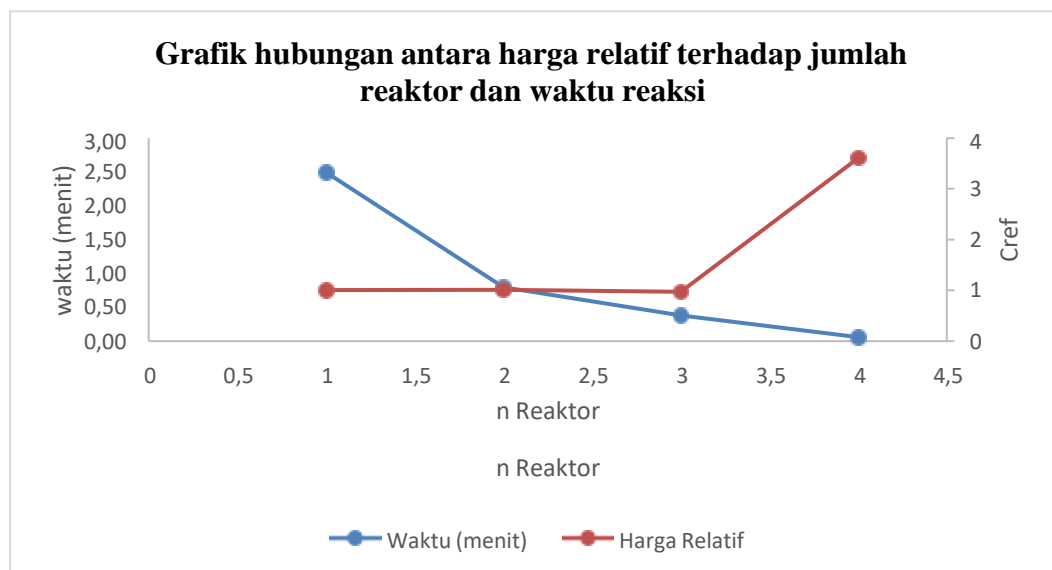
| jumlah reaktor ke- | $X_{a,N-1}$ | $X_{a,N}$ | t(jam) | error t | V(m ³) |
|--------------------|-------------|-----------|---------|---------|--------------------|
| 1 | 0 | 0,21 | 0,00058 | 0,000 | 0,0820 |
| 2 | 0,21 | 0,36 | 0,00056 | 0,000 | 0,0796 |
| 3 | 0,36 | 0,46 | 0,00055 | 0,000 | 0,0777 |
| 4 | 0,46 | 0,6 | 0,00053 | 0,000 | 0,0758 |

$$\begin{aligned}
 N &= 4 \\
 t, \text{ rata-rata} &= 0,001 \text{ Jam} \\
 \text{Tabulasi volum total} & \quad v_i = t \cdot f_v = 0,076 \text{ m}^3 \\
 \text{reaktor dan harga} & \quad V = N \cdot v_i = 0,303 \text{ m}^3 \\
 \text{Crelatif} &= 0,851
 \end{aligned}$$

relatif untuk berbagai jumlah reaktor:

Tabel A. 8. Tabulasi volum total reaktor dan harga relatif untuk berbagai jumlah reaktor

| Jumlah Reaktor | Waktu (menit) | Harga Relatif |
|----------------|---------------|---------------|
| 1 | 0,283 | 1,000 |
| 2 | 0,099 | 1,059 |
| 3 | 0,060 | 0,894 |
| 4 | 0,035 | 0,851 |



Gambar A. 3. Grafik hubungan antara harga relatif terhadap jumlah reaktor dan waktu reaksi

Dari data-data yang ditampilkan dalam tabel dan grafik terlihat bahwa harga Reaktor akan paling murah jika menggunakan 1 reaktor. Namun optimasi diatas tidak memperhitungkan kebutuhan *space* dan perlengkapan lain di reaktor, seperti kebutuhan pompa, kebutuhan pengaduk dan lain-lain. Kebutuhan seperti yang disebut diatas akan semakin besar dengan semakin

banyaknya jumlah reaktor. Olehkarena itu jumlah reaktor yang dipakai 1

mengingat karena harga reaktor dengan harga perawatan reaktor lebih tinggi penggunaan jika menggunakan 2 reaktor, walaupun harga reaktor 3 memungkinkan lebih murah dibandingkan reaktor.

Sehingga susunan Reaktor yang di pilih

Jumlah Reaktor

: 1

Volume Reaktor

: 6,542 m³

Waktu Reaktor

: 0,060 jam

E. Perhitungan Volume Perancangan

Over design yang direkomendasikan adalah 20% (Peters & Timmerhaus, 1980).

Jumlah Reaktor, $N_r = 1$ buah

t reaksi = 3,6015 menit

= 0,060 jam

V cairan = $F_v \times t$ reaksi

= 6,542 m³

V reaktor = 20% diatas volume cairan

= 1,2 x V cairan

= 6,5419 m³

F. Menghitung Diameter dan Tinggi Tangki

Volume cairan sebesar 6,542 m³ dan over design perancangan sebesar 20% sehingga volume reaktor dirancang sebesar 6,5419 m³. Adapun spesifikasi bahan yang digunakan adalah sebagai berikut:

Dipilih bahan konstruksi = Bahan konstruksi Stainless Steel SA 249 TP 317 dengan kandungan 18 Cr 13Ni 4M

Spesifikasi bahan:

Max allowable stress, $f = 16000$ psi (Brownell and Young, App. D, p.342)

Effisiensi sambungan, $E = 0,8500$ (Brownell and Young, Table 13.2, p. 254)

Corrosion allowance, $C = 2$ in

Jenis pengelasan =

Double welded butt joint

(Brownell, 1959)

$$V = 6,5419 \text{ m}^3$$

$$V = \frac{8}{3} \times \pi \times D$$

$$D = \left(\frac{3 \times V}{8 \times \pi} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$D = 0,9207 \text{ m}$$

Dengan memasukkan nilai volume reaktor didapat diameter reaktor, $D = 0,9207$ m tinggi reaktor (H) = 3,9685 m.

G. Menghitung Tebal *Shell* dan Tebal *Head*

1. Mengitung Tebal *Shell*

$$t = \frac{Pr_i}{SE_j - 0,6P} + C_c \quad \left\{ \begin{array}{l} t \leq \frac{r_i}{2} \\ P \leq 0,385SE_j \end{array} \right.$$

dengan:

- t = tebal *shell* (m),
- P = tekanan internal maksimum yang diizinkan (kPa),
- r_i = jari-jari dalam tangki (m),
- S = tekanan kerja maksimum yang diizinkan (kPa),
- E_j = efisiensi pengelasan, dan
- C_c = tebal korosi yang diizinkan (m/tahun).

(Peters dan Timmerhaus, 2003)

$$t_s = 0,0904 \text{ m}$$

2. Menghitung Tebal *Head*

Berdasarkan ASME Sec. VIII Div. 1 (2013), tebal *hemispherical head* dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut.

$$t = \frac{PL}{2SE - 0,2P} + C_c \quad \begin{cases} t \leq 0,356L \\ P \leq 0,665SE \end{cases}$$

dengan: t = tebal *shell* (m),
 P = tekanan internal maksimum yang diizinkan (kPa),
 L = jari-jari dalam *hemispherical head* (m),
 S = tekanan kerja maksimum yang diizinkan (kPa),
 E_j = efisiensi pengelasan, dan
 C_c = tebal korosi yang diizinkan (m/tahun).

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$b = CR$$

$$CR = 0,5 \times ID$$

$$OA = t + b + sf$$

dengan: a = jari-jari dalam tangki (in),
 b = *inside depth of dish* (in),
 CR = *crown radius* (in),
 OA = *dimensi overall* (in),
 t = tebal *head* (in),
 sf = *straight flange / skirt length* (in),

$$th = 0,1428 \text{ m}$$

$$OD = D + 2th$$

$$OD = 1,2063 \text{ m}$$

$$a = 0,4604 \text{ m}$$

$$CR = 0,4604 \text{ m}$$

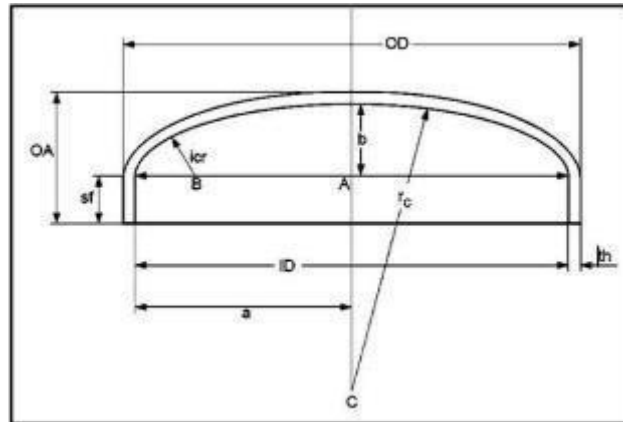
$$b = 0,4604 \text{ m}$$

H. Menghitung Tinggi Total Tangki

Dalam perhitungan tinggi reaktor acuan yang dipakai adalah Brownell

(1959). Adapun hal-hal yang perlu dihitung secara terperinci dijelaskan

dalam gambar berikut ini.



Gambar A. 4. Desain Head Reaktor

$$OA = t + b + sf$$

$$OA = 0.6031 \text{ m}$$

Panjang Total Tangki

$$L = 3 \times D + 2 \times OA$$

$$L = 3.9685 \text{ m}$$

Menghitung jumlah stage

$$t : 0.060 \text{ jam}$$

$$kCA_0t : 0.069$$

$$1-X_A : 0.4000$$

Nilai kCA_0t dan $1-X_A$ dihubungkan pada Figure 1.1 sehingga diperoleh jumlah stage sebanyak 10 stage. (Levenspiel, chap 3)

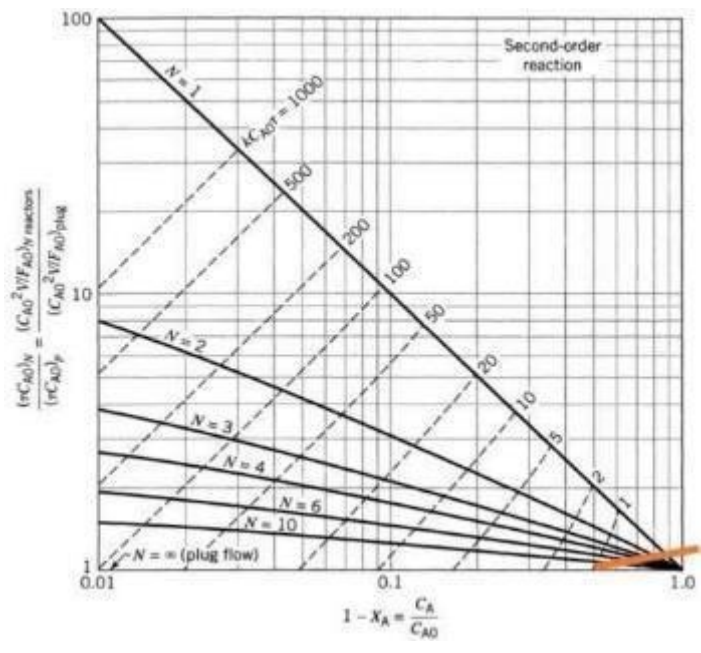


Figure A.1

Tray yang digunakan adalah sieve tray karena memiliki efisiensi perpindahan massa uap cairan yang tinggi.

Kesimpulan

| | |
|--------------------|---|
| Nama Alat | Urea Synthesis Reactor |
| Kode Alat | R-01 |
| Jumlah | 1 unit |
| Fungsi | Tempat terjadinya reaksi CO ₂ dan NH ₃ menjadi urea |
| Tipe Reaktor | Plug Flow Reactor with Sieve Tray |
| Temperatur Operasi | 168 C |
| Temperatur Desain | 195,78 C |
| Tekanan Desain | 152,47 atm |
| Diameter Shell | 0,9207 m |
| Tebal Shell | 0,0904 m |
| Diameter Head | 1,2063 m |
| Tebal Head | 0,1428 m |
| Panjang Total | 3,9685 m |
| Jumlah Tray | 10 stage |
| Volume Reaktor | 7,8502 m ³ |
| Bahan Konstruksi | Stainless Steel SA 249 Tipe 317 |

K. Neraca Panas Reaktor

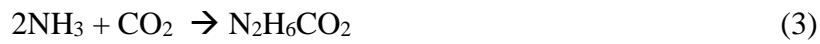
1. Perhitungan Panas Reaksi Standar $T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15\text{ K}$

Tabel A. 9. Data Kapasitas Panas

| komponen | ΔH°_f (kcal/gmol) | ΔH°_f (kJ/kmol) |
|---|-------------------------------------|--------------------------------|
| NH ₃ | -48,08 | -201166,72 |
| CO ₂ | -94,05 | -393505,2 |
| CH ₄ N ₂ O | -80,4 | -333500 |
| CH ₆ N ₂ O ₂ | -156,05 | -647279 |
| H ₂ O | -57,8 | -241835,2 |

(Yaws)

Panas reaksi standar pada suhu 168°C dicari dengan persamaan berikut :



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

$$\Delta H_{r0}^0 (1) = 132133,7562 \text{ J/mol Panas untuk}$$

$$\Delta H_{r0}^0 (2) = 101731,3241 \text{ J/mol Panas untuk}$$

$$\Delta H_{r0}^0 = \Delta H_{r0}^0 (1) + \Delta H_{r0}^0 (2)$$

$$= 233865,0802 \text{ J/mol Panas untuk}$$

2. Neraca energi masuk

Arus 5

Tin : 168 °C 441,15 K

Tref : 25 °C 298,15 K

| Komponen | m | $\int \text{Cp} \cdot dT$ | Q |
|---|-------------|---------------------------|-----------|
| | (kmol/jam) | (kJ/kgmol) | (kJ/jam) |
| CO ₂ | 1030,740074 | 5802,486957 | 5980855,8 |
| H ₂ | 0,270649111 | 4880,137438 | 1320,8049 |
| N ₂ | 104,7412059 | 4176,582692 | 437460,31 |
| O ₂ | 24,62906909 | 4286,122255 | 105563,2 |
| H ₂ O | 3,141342689 | 4880,137438 | 15330,184 |
| NH ₃ | 1943,048746 | 5410,193755 | 10512270 |
| N ₂ H ₆ CO ₂ | 2741,262711 | 196,9906406 | 540003,1 |
| Total | | | 17592804 |

3. Neraca energi Keluar

Arus 6

Tout : 168 °C 441,15K

| Komponen | m | ∫Cp.dT | Q |
|---|-------------------|-------------------|-----------------|
| | (kmol/jam) | (KJ/kgmol) | (KJ/jam) |
| H ₂ O | 42,43583454 | 10883,25493 | 461840,01 |
| N ₂ H ₆ CO ₂ | 56,23102997 | 196,9906406 | 11076,987 |
| CH ₄ N ₂ O | 42,19921529 | 19101,25977 | 806058,17 |
| Total | | | 1278975,2 |

Arus 7

Tout : 168 °C 441,15K

| Komponen | m | ∫Cp.dT | Q |
|--|-------------------|-------------------|-----------------|
| | (kmol/jam) | (KJ/kgmol) | (KJ/jam) |
| NH ₃ | 172,3514947 | 5,4102E+03 | 932454,98 |
| CO ₂ | 18,74072861 | 5802,486957 | 108742,83 |
| Gas inert (H ₂ +O ₂ +N ₂) | 4,181965293 | 4286,122255 | 17924,415 |
| Total | | | 1059122,2 |

4. Neraca panas Total

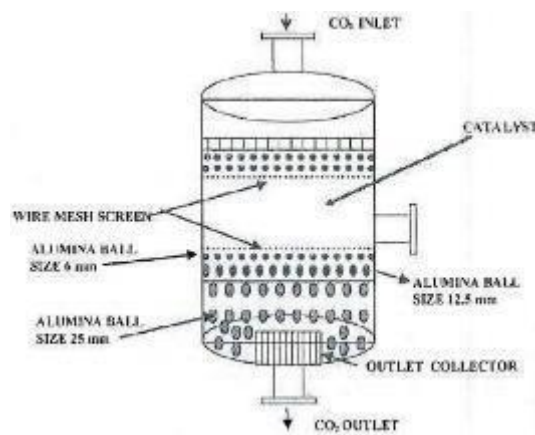
| Komponen | Masuk | Keluar |
|----------|-----------------|-----------------|
| | kkal/jam | kkal/jam |
| Q umpan | 17592803,62 | |
| Q reaksi | 233865,0802 | |

| | | |
|--------------|-------------------|-------------------|
| Q produk | | 17.826.668,70 |
| Total | 17826668,7 | 17826668,7 |

LAMPIRAN B

H₂ Removal

| | |
|------------------|---|
| Fungsi umpan | : Mengurangi konsentrasi hidrogen pada <i>fresh feed CO₂</i> |
| Tipe | : <i>Vertical Cylindrical Tank with Hemispherical Head</i> |
| Bahan Konstruksi | : <i>Stainless Steel (SA-167 Tipe 316)</i> |
| Jumlah | : 1 Unit |



Gambar B.1 *Hydrogen Removal*

(Sumber: Agarwal, 2006)

- a) Data desain
- | | |
|--------------------------|--------------------------|
| Tekanan operasi | : 140 atm = 2057,44 psi. |
| Temperatur <i>inlet</i> | : 168°C = 334,4°F |
| Temperatur <i>outlet</i> | : 168°C = 334,4°F. |
| Laju alir massa total | : 5.412,9822 kg/jam. |

Menurut Agarwal (2006), spesifikasi *hydrogen removal* yang digunakan adalah sebagai berikut.

Volume Shell

$$V_s = (3/4) \cdot \pi \cdot D^3 \\ = 3,38 \text{ m}^3$$

Volume head

$$V_h = (\pi \cdot D^3) / 6 \\ = 0,75 \text{ m}^3$$

Volume Total

$$V_t = V_s + V_h \\ = 4,127875714 \text{ m}^3$$

Diameter Head

$$ID = ((12 \cdot V_t) / (11 \cdot \pi))^{1/3} \\ = 1,127362309 \text{ m}$$

Tebal Shell

$$t = \frac{P r_1}{5E_s - 0,6P} + C_c \quad \left\{ \begin{array}{l} t \leq \frac{r_1}{2} \\ P \leq 0,3855E_s \end{array} \right. \quad (\text{Peters dan Timmerhaus, 2003})$$

$$t = 0,052168504 \text{ m}$$

Diameter Luar Shell

$$OD = D + 2t \\ = 1,23 \text{ m}$$

Tebal Head

$$t = \frac{PL}{3SE - 0,2P} + C_c \quad \left\{ \begin{array}{l} t \leq 0,356L \\ P \leq 0,6655SE \end{array} \right. \quad (\text{ASME Sec. VIII Div. 1 (2013)})$$

$$t = 0,010796 \text{ m}$$

Diameter Luar Head

$$OD = D + 2t \\ = 1,15 \text{ m}$$

Menghitung Dimensi Head

$$a: ID/2 = 0,5636 \text{ m}$$

$$b: CR = 0,5636 \text{ m}$$

$$CR : 0,5x ID = 0,5638 \text{ m}$$

$$OA : t + b + sf = 0,6158 \text{ m}$$

Panjang Total Tangki

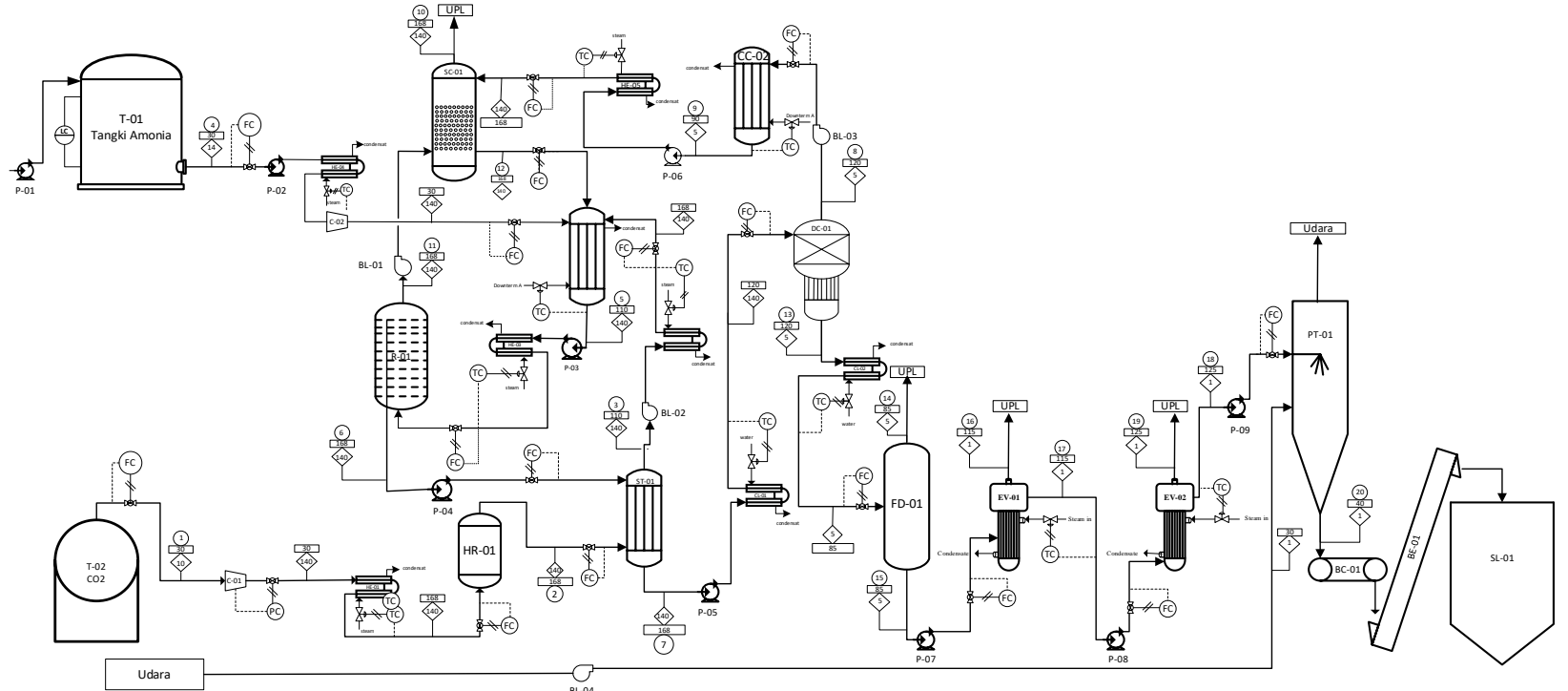
$$L = 3 \times D + 2 \times OA$$

$$= 4,6137 \text{ m}$$

Rangkuman

| | |
|-----------------|---|
| Nama Alat | Hydrogen Removal |
| Kode | HR-01 |
| Jumlah | 1 unit |
| Fungsi | Mengurangi konsentrasi H ₂ di dalam fresh feed CO ₂ |
| Tipe | Vertical Cylindrical Tank with Hemispherical Head |
| Kapasitas Total | 4,127876 m ³ /jam |
| T in | 181,00 C |
| T out | 222 C |
| P operasi | 21 atm |
| T operasi | 181,00 C |
| Diameter shell | 1,127362 m |
| Tebal shell | 0,052169 m |
| Diameter head | 1,127362 m |
| Tebal head | 0,010796 m |
| Panjang total | 4,613786 m |
| Bahan Kontruksi | Stainless Steel (SA-167 Tipe 316) |

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK UREA DENGAN BAHAN AMONIA DAN CO2 DENGAN PROSES STAMICARBON CO2
KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN



| Komponen | Nomor Arus | | | | | | | | | |
|---|------------------|------------------|------------------|------------------|-------------------|------------------|------------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| | arus 1 | arus 2 | arus 3 | arus 4 | arus 5 | arus 6 | arus 7 | arus 8 | arus 9 | arus 10 |
| CH ₄ N ₂ O | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 2531,9529 | 506,3906 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 |
| N ₂ H ₄ CO ₂ | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 5482,5254 | 4386,0203 | 416,6719 | 0,0000 | 535,9498 | 0,0000 |
| CO ₂ | 5105,5248 | 5153,7004 | 5153,7004 | 0,0000 | 2061,4801 | 0,0000 | 0,0000 | 302,2831 | 0,0000 | 82,4592 |
| NH ₃ | 0,0000 | 0,0000 | 2901,0865 | 6276,4027 | 3886,0975 | 0,0000 | 0,0000 | 233,6667 | 0,0000 | 292,9975 |
| H ₂ | 48,7168 | 0,5413 | 0,5413 | 0,0000 | 0,5413 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,5413 |
| N ₂ | 49,2581 | 209,4824 | 209,4824 | 0,0000 | 209,4824 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 209,4824 |
| O ₂ | 209,4824 | 49,2581 | 49,2581 | 0,0000 | 49,2581 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 49,2581 |
| H ₂ O | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 6,2827 | 6,2827 | 763,8450 | 157,7952 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 |
| Total | 5412,9822 | 5412,9822 | 8314,0687 | 6282,6854 | 11695,6676 | 7681,8183 | 1080,8577 | 535,9498 | 535,9498 | 634,7386 |

| Komponen | Nomor Arus | | | | | | | | | |
|---|------------------|------------------|-----------------|-----------------|------------------|------------------|------------------|------------------|-----------------|------------------|
| | arus 11 | arus 12 | arus 13 | arus 14 | arus 15 | arus 16 | arus 17 | arus 18 | arus 19 | arus 20 |
| CH ₄ N ₂ O | 0,0000 | 0,0000 | 376,0963 | 0,0000 | 7572,5328 | 0,0000 | 7572,5328 | 7572,5328 | 0,0000 | 7572,5328 |
| N ₂ H ₄ CO ₂ | 0,0000 | 535,9498 | 50,0006 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 |
| CO ₂ | 824,5921 | 742,1329 | 0,0000 | 268,7733 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 |
| NH ₃ | 2929,9754 | 2636,9779 | 0,0000 | 207,7634 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 |
| H ₂ | 0,5413 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 |
| N ₂ | 209,4824 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 |
| O ₂ | 49,2581 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 |
| H ₂ O | 0,0000 | 0,0000 | 118,8110 | 0,0000 | 2303,4040 | 1980,9274 | 322,4766 | 3,2348 | 319,2518 | 3,2248 |
| Total | 4013,8493 | 3915,0605 | 544,9079 | 476,5367 | 9875,9368 | 1980,9274 | 7895,0094 | 7575,7576 | 319,2518 | 7575,7576 |

| Alat | Keterangan |
|------|---------------------|
| T | Tangki |
| C | Compressor |
| HR | H2 Removal |
| ST | Stripper |
| CC | Carbamate Condensor |
| DC | Decomposer |
| SC | Scrubber |
| FD | Flash Drum |
| R | Reaktor |
| BC | Belt Conveyor |
| PT | Prilling Tower |
| EV | Evaporator |
| BE | Bucket Elevator |
| SL | Silo |
| HE | Heat Exchanger |
| CL | Cooler |

| Simbol | Keterangan |
|---------------------|---------------------|
| LC | Level Control |
| PC | Pressure Control |
| RC | Ratio Control |
| TC | Temperatur Control |
| FC | Flow Control |
| Nomor Arus | Nomor Arus |
| Tekanan, atm | Tekanan, atm |
| Suhu, C | Suhu, C |
| Electric Connection | Electric Connection |
| Pipping | Pipping |
| Udara Tekan | Udara Tekan |
| Control valve | Control valve |


PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK UREA DENGAN BAHAN AMONIA DAN CO2 DENGAN PROSES STAMICARBON CO2
KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN
 Di susun Oleh :
 Agriyoga Choirrensya NIM 1800020036
 Raka Ramanda NIM 1800020045
 Dosen Pembimbing :
 Lukhik Mulia Sytophyta, S.T., M.T.
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA S-1
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS AHMAD DAHLAN
YOGYAKARTA
2023