PEMODELAN TEMPERATUR DARI PROSES PEMBAKARAN DI REFORMER FURNACE PADA INDUSTRI BAJA

Temperature Modeling of The Burning Process at The Reformer Furnace In The Steel Industry

Trisaksono Bagus Priambodo

Pusat Teknologi Sumberdaya Energi dan Industri Kimia, BPPT
Badan Pengkajian dan Penerapan Teknologi (BPPT)
Gedung 625 Kawasan PUSPIPTEK Serpong - Tangerang Selatan 15314
Email: trisaksono@bppt.go.id

Diterima: 18 April 2020; Diperiksa: 12 Mei 2020; Revisi: 25 Mei 2020; Disetujui: 9 Juni 2020

Abstract

Conversion processes that involve large amounts of energy include processes in furnace reformers in the steel industry. The reformer unit used to convert the process gas, namely a mixture of gas and steam into CO and H₂ gas with the help of a nickel catalyst. The heat energy used in the process is the result of combustion from natural gas using combustion located above the furnace. The most important thing in the conversion process is the radiative heat transfer in the combustion chamber to the reaction pipe wall so that enough energy is obtained to carry out the conversion process. One way to determine the heat distribution of the reformer combustion chamber is to know the temperature profile along the reaction pipe, including the pipe wall temperature, the process gas temperature, and the temperature of the combustion gas used as energy for the process in the reformer furnace. The performance evaluation of the reformer furnace uses a mathematical model for combustion in the furnace which can later be developed by knowing the fitting composition of the conversion results. The type of reformer studied is the top-fired reformer. The results of modeling using data from the steel industry obtained the highest temperature from the combustion of gas from the burner which is in the reaction pipe at a position 3-4 meters from the upper end of the reformer around 1300 °C and the temperature of natural gas-steam in the pipe reaches 860 °C at the end of the pipe. reaction. The pipe wall heating with natural gas fuels provides a maximum temperature ranging from 890 °C - 895 °C on the outer wall of the reaction pipe, and the pressure inside the reaction pipe ranges from 8.0-8.5 atm.

Keywords: *furnace reformer, temperature model, conversion process*

Abstrak

Proses konversi yang melibatkan sejumlah besar energi diantaranya adalah proses pada reformer furnace di industri baja. Unit reformer yang digunakan untuk mengkonversikan gas proses yaitu campuran gas dan steam menjadi gas CO dan H₂ dengan bantuan katalis nikel. Energi panas yang dipakai pada proses adalah hasil pembakaran dari gas alam (*liquid natural gas* atau LNG) dengan menggunakan pembakaran yang terletak diatas furnace. Hal yang terpenting dalam proses konversi adalah perpindahan panas di ruang bakar secara radiasi ke dinding pipa reaksi sehingga diperoleh energi yang cukup untuk melangsungkan proses konversi. Salah satu cara untuk mengetahui distribusi panas dari ruang bakar reformer adalah dengan mengetahui profil temperatur sepanjang pipa reaksi antara lain temperature dinding pipa, temperatur gas proses, dan temperature gas pembakaran yang digunakan sebagai energi untuk proses di reformer furnace. Evaluasi kinerja reformer furnace menggunakan model matematika untuk pembakaran di dalam furnace yang nantinya dapat dikembangkan dengan mengetahui komposisi pas hasil konversi. Jenis reformer yang dikaji adalah sistem pembakaran dari atap (top-fired reformer). Hasil dari pemodelan dengan menggunakan data dari industri baja didapatkan temperatur tertinggi dari pembakaran gas dari burner yang pada pipa reaksi pada posisi 3 - 4 meter dari ujung hulu bagian atas reformer sekitar 1300 °C dan temperatur gas alam-steam didalam pipa mencapai 860 °C pada ujung pipa reaksi. Adapun dinding pipa dengan pemanasan bahan bakar gas alam memberikan temperatur maksimum berkisar antara 890 °C – 895 °C pada dinding luar pipa reaksi, dan tekanan didalam pipa reaksi berkisar antara 8,0-8,5 atmosfer.

Kata kunci: *reformer furnace, model temperature, proses konversi*

1. PENDAHULUAN

Salah satu proses dalam industri baja yang menggunakan sejumlah besar energi panas adalah proses reforming campuran gas alam-steam menjadi gas CO dan H₂ (Giovanni, 2020). Peringkat untuk melangsungkan proses tersebut adalah reformer furnace. Reformer furnace memiliki pipa-pipa vertical yang tersusun beberapa deret paralel. Diantara deret pipa-pipa tersebut terdapat alat pembakar atau *burner*. Sedangkan di dalam pipa terdapat katalis yang mempercepat proses reforming. Produk dari reformer furnace yang berupa gas CO dan H₂ digunakan untuk mereduksi biji besi. Biji besi (Fe₂O₃) dalam bentuk pelet yang merupakan bahan baku industri baja, sebelum digunakan pada proses berikutnya, harus dihilangkan dahulu kandungan oksigennya. Pada prinsipnya proses reduksi biji besi adalah menghilangkan kandungan oksigen yang ada pada oksida besi dengan cara mereaksikan oksida besi dengan gas pereduksi yaitu karbon monoksida (CO) dan gas hidrogen (H₂) atau lebih dikenal dengan nama *syngas*.

Proses reaksi reforming pada reformer yang terjadi adalah reaksi endotermis pada temperature tinggi dan reaksi eksotermis untuk control kualitas produk yang diinginkan (Wesenberg, 2006). Adapun reaksi tersebut adalah sebagai berikut :

Pada dasarnya reformer dibagi menjadi 2 bagian, yaitu seksi radiasi dan seksi konveksi, dan bagian yang paling dominan adalah seksi radiasi. Struktur aliran lurus dan arah perpindahan panas searah dengan aliran gas alam-steam ada pipa

Gambar 1. Skematik reformer furnace (top-fired reformer)

Pipa-pipa reaksi ditempatkan dalam reformer secara vertical dalam beberapa baris (6 baris), masing-masing baris terdiri dari 54 pipa reaksi. Pada ujung atas pipa reaksi terdapat sistem umpan injeksi gas alam untuk bahan bakar *burner* dan untuk injeksi campuran gas alam-steam sebagai material proses perekahan di dalam pipa dengan menggunakan katalis nikel. Gambar 1 diatas adalah skematik system reformer furnace dengan pembakaran.

2. BAHAN DAN METODE

Campuran gas alam-steam dalam pipa reaksi akan terkonversi dengan reaksi seperti reaksi di bawah ini dan unsur dalam gas alam yang terbesar adalah metana atau CH₄:

Reaksi *Steam-methane* :

Reaksi *water-gas shift* :

Reaksi (1) adalah endoterm, sedangkan reaksi (2) adalah eksoterm, tetapi panas reaksi hidrogen (H) dari kedainya menunjukkan bahwa sifat endoterm dari reaksi gas alam-steam jauh lebih besar daripada sifat eksoterm reaksi lainnya, sehingga panas harus disuplai untuk melangsungkan reaksi reforming. Hal ini dilakukan dengan membakar bahan bakar di luar pipa-pipa reaksi, dan selama gas di dalam pipa reaksi mengalir ke bawah, panas yang diperlukan untuk reaksi diserap dari hasil pembakaran yang mengalir di sepanjang bagian luar pipa reaksi. Gas proses (campuran gas alam) menjadi semakin kaya dengan gas CO dan H₂ disepanjang pipa reaksi, dan keduanya merupakan hasil reaksi reforming.

Tujuan dari pemodelan proses dalam reformer pembakaran dari atas adalah menentukan profil temperature dari permukaan pipa reaksi yang berisi katalis nikel. Dari profil temperatur tersebut dapat diketahui energi yang dipindahkan dari pembakaran bahan bakar ke dalam pipa yang berisi gas alam- steam. Model yang digunakan adalah model dari Murty, 1988 dan beberapa model sebagai pendukung, antara lain model dari Chandra, 1979 dan Hyman, 1968.

2.1. Model pada Furnace

Model ini terdiri dari 2 (dua) submodel, yaitu : model pada furnace dan model pada model Roesler, 1967 dengan cara membagi spectrum radiasi menjadi *band radiation* dan *window radiation*, dan masing-masing radiasi tersebut mempunyai dua arah fluks radiasi yaitu ke atas dan ke bawah. Oleh karena itu pada model

Roesler, 1967 digunakan 4 fluks radiasi untuk menggambarkan model radiasi.

Kemudian dengan menggunakan model matematika yang dikembangkan oleh Murty, 1988 dengan asumsi medium emission absorption, maka dapat diperkirakan sebagai *grey gas*, melalui penerapan model ini analisa Roesles, 1967 disederhanakan jumlah persamaan fluks menjadi 2 (dua), yaitu fluks radiasi ke arah atas (q) dan fluks radiasi ke arah bawah (q'). Kedua persamaan fluks radiasi yang terjadi pada setiap bagian di sepanjang pipa reaksi (Gambar 2).

Gambar 2. Skema pipa reaksi pada *reformer furnace*

Persamaan untuk fluks radiasi :

$$\frac{dq^+}{dz} = 2K Eg - \left(2K + \frac{\epsilon r Ar}{2} + \epsilon t At \right) q^+ + \left(\frac{\epsilon r Ar}{2} \right) q^- + \epsilon t At Et \quad \dots\dots(5)$$

$$-\frac{dq^-}{dz} = 2K Eg - \left(2K + \frac{\epsilon r Ar}{2} + \epsilon t At \right) q^- + \left(\frac{\epsilon r Ar}{2} \right) q^+ + \epsilon t At Et \quad \dots\dots(6)$$

Perubahan fluks energi hasil pembakaran ke arah aksial pipa dihitung dengan kesetimbangan energi pada gas pembakaran sebagai berikut :

$$\frac{dHg}{dz} = -4K Eg + 2K (q^+ + q^-) - 2 h_o At (T_g - T_s) + q_c - q_1 \quad \dots\dots(7)$$

Pada persamaan diatas tidak diperhitungkan pengaruh konduksi. Panas yang dilepaskan nyala api pembakaran bahan bakar (q_c) dihitung dari fungsi distribusi panas (Roesler, 1967):

$$q_c = 6 \left(\frac{Q}{L} \right) \left(\frac{x}{L} - \frac{x^2}{L^2} \right) \quad \dots\dots(8)$$

Temperatur dinding pipa T_s yang diperlukan pada persamaan (5), (6) dan (7) dihitung dengan kesetimbangan energi pada :

$$U (T_s - T_{pg}) = \epsilon t \left(\frac{q^+ + q^-}{2} - Et \right) + h_o (t_g - t_s) \quad \dots\dots(9)$$

Metode untuk menghitung koefisien perpindahan panas menyeluruh (U) akan dibahas

kemudian pada pembahasan model bagian pipa. Syarat batas dari penyelesaian integrasi dari persamaan model pembakaran di dalam *furnace* adalah sebagai berikut :

- Fluks radiasi : $q^+ = q^-$ pada $Z = 0, L$
- Entalpi gas bakar pada bagian teratas reformer furnace dihubungkan dengan temperature gas bakar dari burner reformer melalui hubungan :

$$H_g = G_g C_p (T_g - T_{ref}) \text{ pada } Z = 0 \quad \dots\dots(10)$$

2.2. Model pada Pipa Reaksi

Berdasarkan data yang diperoleh dari model pada furnace yang berupa fluks panas bersih pada pipa, maka model pada pipa reaksi memperkirakan profil temperatur dan profil konsentrasi gas dari gas proses. Persamaan model yang digunakan dalam pipa reaksi adalah sebagai berikut :

Reaksi dalam pipa :

Laju reaksi dalam pipa dari persamaan di atas dapat diuraikan dengan mengacu pada Chandra, 1979 sebagai berikut :

$$r_1 = 127 P \exp \left(- \frac{8778}{R T_{pg}} \right) \left(X_{CH_4} - \frac{X_{H_2}^3 X_{CO} P^2}{K_{eq1} X_{H_2O}} \right) \quad \dots\dots(13)$$

$$r_2 = P \exp \left(- \frac{13889}{R T_{pg}} + 8.3 \right) \left(X_{CO} - \frac{X_{H_2} X_{CO_2}}{K_{eq2} X_{H_2O}} \right) \quad \dots\dots(14)$$

Dengan menjabarkan persamaan yang digunakan untuk menentukan konstanta masing-masing reaksi, maka didapatkan konstanta yang tergantung pada temperature gas proses dengan persamaan sebagai berikut (Holman, 1981):

$$K_{eq1} = \exp \left(- \frac{49435}{T_{pg} + 460} + 30.707 \right) \quad \dots\dots(15)$$

$$K_{eq2} = \exp \left(- \frac{7351.24}{T_{pg} + 460} + 3.765 \right) \quad \dots\dots(16)$$

Persamaan (15) dan (16) dapat disubstitusikan kedalam persamaan (13) dan (14) untuk memudahkan penulisan dalam bahasa program simulasi.

Perpindahan panas dari dinding pipa reaksi ke gas proses yang mengalir di dalam pipa reaksi dipengaruhi terutama oleh variable yaitu variable resistensi pada dinding pipa dan resistensi pada katalis. Dalam melakukan perhitungan proses perpindahan panas, maka variable resistensi dinyatakan dalam koefisien perpindahan panas menyeluruh (U). Koefisien perpindahan panas menyeluruh pada bagian pipa didasarkan pada luas permukaan bagian luar pipa dan dinyatakan dengan persamaan sebagai berikut:

$$\frac{1}{U} = \left(\frac{D_{t0}}{2k_w} \ln \frac{D_{t0}}{D_{ti}} + \frac{1}{C_f h_i} \frac{D_{t0}}{D_{ti}} \right) \quad \dots\dots(17)$$

Koefisien perpindahan panas h_i diperoleh dari persamaan bilangan Nusselt (Murty, 1988) sebagai berikut :

$$N_n = 2.58 (N_{Re})^{\frac{1}{3}} (N_{Pr})^{\frac{1}{3}} + 0.094 (N_{Re})^{0.8} (N_{Pr})^{0.4} \dots\dots(18)$$

Variasi temperatur disepanjang pipa reaksi diperoleh dari persamaan diferensial dengan satu variable bebas (Murty, 1988).

$$\frac{dT_{pg}}{dz} = \left(-\frac{\Delta H_1}{C_p} r_1 - \frac{\Delta H_2}{C_p} r_2 \right) \frac{\rho_c}{G_{pg}} + \left(\frac{U A_{so} (T_g - T_{pg})}{A_{fi} C_p G_{pg}} \right) \dots\dots(19)$$

dimana,

$$\Delta H_1 = 219877.4 + 54393 T \quad J/mol$$

$$\Delta H_2 = -46073.2 + 10878 T \quad J/mol$$

Untuk menghitung perubahan tekanan dari gas proses yang mengalir dalam pipa reaksi berisi katalis nikel, maka dipergunakan persamaan :

$$\frac{dP}{dz} = - \left(\frac{150 (1-\epsilon)}{N_{Re}} + 1.75 \right) \left(\frac{G^2 R T_{pg}}{P M} \right) \left(\frac{1}{D_p} \right) \left(\frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \right) \dots\dots(20)$$

2.3. Metode Komputasi

Metode yang digunakan untuk menyelesaikan persamaan diferensial adalah dengan metode Runge-Kutta Orde 4 yang disarikan kedalam bahasa program. Pada persamaan model terdapat beberapa persamaan deferensial dan persamaan linier dengan variabel bebas adalah q^+ , q^- , T_g , T_{pg} , x_1 , x_2 , P dan T_s . Untuk memperoleh harga T_s pada persamaan, maka digunakan metode Newton-Raphson. Adapun algoritma pemodelan sebagai berikut:

Gambar 3. Diagram alir komputasi model pembakaran

2.4. Data Dimensi Peralatan

Data dimensi peralatan reformer furnace disajikan pada Tabel 1 berikut dan ada beberapa data properti yang diambil dari pengukuran dan acuan dengan mempertimbangkan bahan dari komponen reformer yang digunakan pada industri baja tersebut.

Tabel 1. Data properti reformer

DATA	NILAI	SATUAN
Diameter luar pipa reaksi	0.1	meter (m)
Diameter dalam pipa reaksi	0.094	m
Panjang pipa	11.023	m
Jumlah pipa efektif	324	
Jumlah pipa reaksi	140	
Jumlah burner	15	
Konduktivitas panas dalam	15	W/m °K
Koefisien heat transfer	300	W/m2 °K
Panjang nyala api	3.5	m
Emisivitas pipa	0.8	
Emisivitas refraktori	0.7	
Koefisien absorpsi	0.1	1/m
Faktor koreksi heat transfer	0.38	

2.5. Data Operasional

Untuk menguji persamaan model matematika yang disusun maka digunakan data-data yang diambil dari pengoperasian reformer pada salah satu industri baja di Indonesia di kawasan Cilegon, Banten. Data-data yang digunakan merupakan data rata-rata selama 1 (satu) minggu.

Tabel 2. Data operasional reformer

DATA	NILAI	SATUAN
Laju alir gas alam untuk bahan baku	11446.7	SM ³ /jam
Laju alir gas alam untuk proses	19	MT/jam
Laju alir steam (uap)	39	MT/jam
Udara lebih pembakaran	22	%
Temperatur gas proses masuk pipa	408	oC
Temperatur gas proses keluar pipa	870	oC
Tekanan gas proses masuk pipa	9	kg/cm2
Tekanan gas proses keluar pipa	6	kg/cm2

3. HASIL DAN PEMBAHASAN

Hasil pemodelan dari temperature berupa kurva profil temperatur sepanjang pipa reaksi seperti pada Gambar 4 sebagai berikut:

Gambar 4. Profil temperature gas pembakaran

Pada Gambar 4, menunjukkan temperatur gas pembakaran dari gas alam oleh *burner* dari atas atap reformer furnace. Panjang nyala api yang dapat diukur dan dengan pengamatan sekitar 3.5 meter dari ujung hulu pipa reaksi atau tepat pada saat nyala keluar dari *burner*. Tampak pada profil terjadi kenaikan temperatur setelah jarak 3.5 meter dari ujung hulu pipa reaksi mencapai 1300 °C, hal ini karena radiasi dari pembakaran bahan bakar gas alam yang terjadi pada daerah tersebut.

Pada Gambar 5 memperlihatkan profil dari temperatur dinding pipa luar dari pipa reaksi. Pada grafik profil temperature dinding memiliki kecenderungan yang sama dengan profil dari panas pembakaran gas alam oleh burner dari atas reformer. Temperatur yang tinggi terjadi pada daerah radiasi setelah panjang nyala api sepanjang 3.5 meter dari hulu pipa dan terjadi pada panjang pipa 3 – 4 meter dari ujung hulu pipa reaksi, pada saat tersebut temperatur dinding luar sekitar 890-895 °C.

Gambar 5. Profil temperatur dinding pipa

Gambar 6. Profil temperatur gas proses di dalam pipa reaksi

Sedangkan pada Gambar 6 memperlihatkan kecenderungan temperatur gas proses didalam pipa reaksi, dimana terjadi peningkatan temperatur hingga akhir pipa reaksi (11 meter dari ujung hulu pipa). Hal ini karena terjadi reaksi reforming dari campuran gas alam-steam menjadi gas CO dan H₂, dimana saat proses konversi pada sebagian gas H₂ terjadi reaksi eksotermis yang melepaskan

panas, sehingga terjadi penambahan energi panas secara parsial di sepanjang pipa reaksi. Pada dinding pipa luar terjadi maksimum temperatur pada jarak pipa 3-4 meter, maka didalam pipa reaksi pada temperature mencapai 860 °C saat mencapai ujung dari pipa reaksi.

Pada Gambar 7, adalah profil perubahan tekanan yang terjadi sepanjang proses reforming didalam pipa reaksi sampai akhir hilir pipa. Penurunan tekan secara linier, yang disebabkan karena adanya fraksi kosong pada pipa karean konversi gas alam-steam menjadi CO dan H₂.

Gambar 7. Profil tekanan didalam pipa reaksi

Tekanan masuk dan tekanan keluar diperhitungkan sedemikian rupa sehingga tidak merubah konsentrasi gas proses yang masuk pipa reaksi maupun gas hasil proses reforming. Perubahan tekanan didalam pipa proses dengan maksimum pemanasan dari luar dinding pipa pada jarak 3-4 meter memberikan perubahan tekanan berkisar antara 8,0 – 8,5 atm.

4. KESIMPULAN

Dari uraian dan pembahasan tentang model matematika untuk pembakaran pada reformer jenis *top-fired reformer*, maka dapat disimpulkan bahwa:

Penyusunan persamaan model pembakaran yang merupakan penggabungan beberapa model pembakaran dari para pakar model pembakaran yang dimodifikasi dengan beberapa asumsi dan disesuaikan dengan kondisi real di industri baja yang akan dikaji kinerjanya melalui modeling.

Hasil dari pemodelan dengan menggunakan data dari industri baja didapatkan temperatur tertinggi dari pembakaran gas dari burner yang pada pipa reaksi pada posisi 3 - 4 meter dari ujung hulu bagian atas reformer sekitar 1300 °C dan temperatur gas alam-steam didalam pipa mencapai 860 °C pada ujung pipa reaksi. Adapun dinding pipa dengan pemanasan bahan bakar gas alam memberikan temperatur maksimum berkisar antara 890 °C – 895 °C pada dinding luar pipa reaksi, dan tekanan didalam pipa reaksi berkisar antara 8,0-8,5 atmosfer.

DAFTAR PUSTAKA

- Chandra P.P., Singh, Deoki N., Saraf, 1979. Simulation of Side Fired Steam-Hydrocarbon Reformer, Ind Eng Process. De.Dev.
- Davis J., Lihou D.A., 1971. Optimal Design of Methane Steam Reformer, Chemical and Process Engineering, April.
- Giovanni F, Mauro C., Marcello D. F., Vincenzo P., Diego B., 2020. Hydrogen Production via Steam Reforming: A Critical Analysis of MR and RMM Technologies, January.
- Holman J.P., 1981., Heat Transfer, Mc Graw-Hill, Ltd.
- Kothandarama C.P., Subramayan S., 1979., Heat and Mass Transfer Data Book, Wiley Easton Limited, New Dehli.
- Murty C.V.S., Krishna Murty M.V., 1988. Modelling and Simulation of a Top-Fired Reformer, Ind Eng Chem Res, 27, 1832-1840
- Roesler F.C., 1967. Theory of Radiative Heat Transfer in Co-Current Tube Furnace Chemical and Process Engineering, vol 22, pp 1325-1336.
- Thoharudin, et.al., 2011. "Methane Steam Reforming to Produce High Ratio of Hydrogen to Carbon Monoxide by Using CFD", International Conference and Exhibition on Sustainable Energy and Advanced Materials, Indonesia.
- Wesenberg, M.H., 2006. Gas Heated Steam Reformer Modelling, Doctoral Thesis, Norwegian University of Science and Technology.
- Wesenberg, M.H.; Grislingås, A.; Grevskott, S. 2001. Modelling of steam reformer tubes. 6th World Congress of Chemical Engineering, paper 961, Melbourne
- Z. Yu, E. Cao, Y. Wang, Z. Zhou, Z. Dai, 2006. Simulation of natural gas steam reforming furnace, Fuel Processing Technology 87, 695-704.