OPTIMASI DESAIN SISTEM ALIRAN MEDIA PENGERING PUPIK SRF 10.000 TON/TAHUN

Design Optimization of Drying Medium Flow System of SRF Fertilizer Dryer 10,000 Ton/Year

M. Penta Helios, Bambang Teguh P., Himawan S., Hariyotejo P. W.

Balai Termodinamika Motor dan Propulsi (BTMP), Badan Pengkajian dan Penerapan Teknologi (BPPT)
Gedung 230, Kawasan Puspiptek, Serpong, Tangerang Selatan, Indonesia
Tel: (6221) 7560539, Fax: (6221) 7560538,
E-mail: muhammad.penta@bppt.go.id

Diterima: 5 Agustus 2015; Diperiksa: 20 Agustus 2015; Revisi: 11 September 2015; Disetujui: 21 September 2015

Abstract:

SRF fertilizer plant capacity of 10,000 tonnes / year located in Bantaeng, is a pilot plant for the agricultural sector in Indonesia. Dryer system comprises three rotary dryer (RD). RD I and II serves as a dryer while RD III as a conditioning product to atmospheric conditions. The system is designed to reduce the water content of 8.18% to 1.87%. Since the plant was built, the system has not operated optimally so that product quality has not been achieved as designed. The aim of this study was to optimize the thermal design of dryer systems in order to produce products according to design and energy saving. Optimization is done by replacing kerosene into diesel fuel, tertiary air intake in the cyclone, and the installation of the stirrer with a slope. The study was conducted by calculating the heat and mass balance in the system and the media flow simulations using CFD software. The calculation result indicates that the dryer system is working optimally, RD I and II require tertiary air supply each of 8004.23 kg/h and 6171.29 kg/h, and the consumption of diesel fuel each 13.1 kg/h and 14.3 kg/h. Inflows of media through the cyclone-nozzle generates swirling flow profile along the dryer, which will result in the drying process more effective, and proven to be safe against condensation of water vapor on the out side.

Keywords: SRF fertilizer, rotary dryer, design, simulation, optimization, CFD

Abstrak

Pabrik pupuk SRF kapasitas 10.000 ton/tahun berlokasi di Kabupaten Bantaeng, merupakan *pilot plant* percontohan bagi sektor pertanian di Indonesia. Sistem pengering terdiri 3 *rotary dryer* (RD). RD I dan II berfungsi sebagai pengering sedangkan RD III sebagai pengkondisian produk sampai kondisi atmosferik. Sistem pengering dirancang untuk menurunkan kadar air dari 8,18% menjadi 1,87%. Sejak pabrik dibangun, sistem belum beroperasi optimal sehingga kualitas produk sesuai desain belum dicapai. Tujuan dari penelitian ini adalah mengoptimasi desain termal sistem pengering agar menghasilkan produk sesuai desain dan hemat energi. Optimisasi dilakukan dengan mengganti bahan bakar kerosin menjadi solar, pemasukan udara tersier secara siklon, dan pemasangan pengaduk dengan kemiringan. Penelitian dilakukan dengan menghitung kesetimbangan panas dan massa di dalam sistem dan simulasi aliran media pengering menggunakan perangkat lunak CFD. Hasil perhitungan mengindikasikan agar sistem pengering bekerja optimal, RD I dan RD II memerlukan suplai udara tersier masing-masing sebesar 8004,23 kg/jam dan 6171,29 kg/jam, dan konsumsi solar masing-masing 13,1 kg/jam dan 14,3 kg/jam. Aliran masuk media pengering melalui cyclone-nozzle menghasilkan profil aliran yang berpusar sepanjang pengering, yang akan menghasilkan proses pengeringan lebih efektif, dan terbukti aman terhadap kondensasi uap air pada sisi keluar.

Kata kunci: pupuk SRF, *rotary dryer*, desain, simulasi, optimasi, CFD

1. PENDAHULUAN

Pabrik pupuk SRF (*Slow Release Fertilizer*) kapasitas 10.000 ton/tahun dibangun di Kabupaten Bantaeng, Provinsi Sulawesi Selatan pada tahun 2011 yang merupakan *pilot plant* pabrik pupuk SRF percontohan bagi sektor pertanian di Indonesia. Sejak dibangun, sistem pengering yang merupakan komponen utama pabrik tersebut belum beroperasi secara optimal, yaitu belum tercapainya proses pengeringan sesuai desain.

Tujuan dari penelitian ini adalah memberikan solusi teknologi dengan melakukan optimasi desain termal aliran sistem pengering agar bisa menghasilkan produk sesuai desain prosesnya.

Sebagai tahap awal kegiatan penelitian ini dilakukan kajian desain dan survei instalasi untuk mendapatkan data primer di lapangan dan data sekunder dari desain. Dari data hasil observasi tersebut dilakukan perhitungan kesetimbangan massa dan energi, dan simulasi termohidrolika yang menjadi bagian terpenting pada kegiatan penelitian ini. Hasil perhitungan dan simulasi digunakan untuk menganalisa kinerja proses pengeringan dan alternatif optimasi yang diperlukan.

2. BAHAN DAN METODA

Dalam bab ini disajikan hasil survei, kajian dokumen perhitungan termodinamika proses pengeringan, simulasi aliran media pengering di dalam ruang pengering desain awal, dan optimasi desain.

2.1. Sistem Pengering Rotary (*Rotary Dryer*)

Pabrik pupuk SRF kapasitas 10.000 ton/tahun di Kabupaten Bantaeng menggunakan 3 *rotary dryer* (RD). Dua yang pertama (RD I dan II) berfungsi sebagai pengering sedangkan satu yang terakhir (RD III) sebagai pengkondisian pada suhu atmosfer. RD I dirancang untuk menurunkan kadar air dari 8,18% (% berat pupuk basah) menjadi sekitar 5,35%. Pengeringan berlangsung di dalam silinder yang berputar konstan, secara kontak langsung, dengan media pengering masuk silinder pada suhu 85 °C. Selama silinder berputar, pengaduk yang terintegrasi dengan silinder mengaduk (mengangkat dan menjatuhkan) pupuk. Keluar dari RD I, selanjutnya pupuk diproses pada RD II, dengan prinsip kerja yang similar. Kadar air yang tersisa pada pupuk keluar RD II sekitar 1,84%. Selanjutnya pupuk SRF tersebut dikondisikan atmosferik di dalam RD III.

Beberapa literatur (Arun S. Mujumdar, 2006; Keey, R. B., 1978; Gardner & Williams, A., 1971) menjelaskan tipe aliran pupuk dan media pengering yang sering digunakan pada *rotary dryer* dan *kiln proses* yaitu berlawanan arah (*counter flow*) dan searah (*parallel flow*). Berdasarkan data-data observasi yang ada, RD I adalah tipe berlawanan arah seperti ditunjukkan pada Gambar 1, sedangkan di RD II alirannya searah seperti pada Gambar 2.

Dalam penelitian ini, analisa termodinamika dibatasi pada permasalahan RD I dan RD II.

2.1. Kajian Desain dan Survei Lapangan

Gambar 3 menunjukkan diagram alir proses produksi pupuk SRF. Proses produksi pupuk diawali dengan menghaluskan empat bahan utama yaitu DAP, KCl, Urea dan Zeolite di dalam masing-masing *crusher* secara terpisah. Selanjutnya keempat bahan serbuk dicampur dan diaduk merata di dalam *mixer* dan dibagi ke dalam 6 buah *granulator*. Di dalam *granulator*, campuran yang sudah diaduk rata dicampur dengan tapioka dan air dengan komposisi (% berat) DAP 19,76%, KCl 22,72%, Urea 31,79%, Zeolite 16,63%, Tapioka 0,91% dan Air 8,08% untuk dibuat butiran. Butiran-butiran pupuk selanjutnya dikeringkan dalam RD I dan II.

Gambar 1. Arah aliran pupuk dan media pengering pada RD I.

Gambar 2. Arah aliran pupuk dan media pengering pada RD II.

Gambar 1, 2 dan 3 serta Tabel 1 adalah data hasil survei lapangan dan kajian desain proses. Data ini diperlukan dalam analisa termodinamika dan pemodelan termal-fluid untuk optimisasi kinerja sistem.

Neraca massa dan energi untuk RD I dan II telah dihitung sebelumnya dengan menggunakan bahan bakar kerosin, dengan asumsi temperatur dan RH udara luar sebesar 30°C dan 75%. Hasil perhitungan ditunjukkan di Tabel 2. Tabel 1 dan 2 menunjukkan bahwa pupuk masuk ke RD I pada temperatur 30°C dikeringkan menggunakan media campuran gas hasil pembakaran dan udara luar sebesar 8504 kg/jam temperatur 85°C.

Di RD I, diharapkan kadar air turun 3,09% (massa air yang menguap = 94,67 kg/jam). Selanjutnya dikeringkan di RD II hingga kadar air turun lagi sekitar 3,48% (sekitar 92,3 kg/jam). Airan media pengering di RD II sekitar 6171 kg/jam pada temperatur 110°C. Hasil survei dan kajian terkait

Gambar 3 . Diagram alir proses produksi pupuk SRF

perhitungan neraca massa dan energi menunjukkan beberapa hal yang perlu diperbaiki agar dapat memenuhi kondisi desain. Salah satu hasil temuan tersebut antara lain tidak terpenuhinya kebutuhan kalor yang dibutuhkan untuk menguapkan kelembaban pada pupuk. Apabila menggunakan laju aliran bahan bakar kerosin yang ada sebesar 2,516 kJ/kg, kebutuhan kalor pada gas panas masuk hanya terpenuhi $\pm 50\%$ saja.

Tabel 1. Dimensi dan kondisi proses di RD

No	Parameter	RD I	RD II
1	Moisture content (% wt)	8.18 $\rightarrow$ 5.09	5.35 $\rightarrow$ 1.87
2	Temperatur pupuk ($^{\circ}\text{C}$)	30 $\rightarrow$ 50	50 $\rightarrow$ 70
3	Temperatur media ($^{\circ}\text{C}$)	85 $\rightarrow$ 60	110 $\rightarrow$ 82
4	Tipe aliran	Berlawanan	Searah
5	Dimensi (m)	1.3 (diam.) & 10.9 (length)	
6	Inklinasi ($^{\circ}\text{C}$)	2 $^{\circ}$	
7	Jenis Bahan Bakar	Kerosin	
8	LHV Bahan Bakar (kJ/kg)	43100	

Tabel 2. Neraca massa dan energi RD I dan II dengan bahan bakar kerosin

Neraca	RD	Feed	Produk	Gas Panas Masuk	Gas Panas Keluar
Massa (kg/Jam)	I	2892,59	2797,93	8504,23	8598,90
	II	2797,93	2705,63	6171,29	6263,59
Energi (kJ/Jam)	I	10,445	106,037	499,343	290,776
	II	106,037	186,148	518,030	353,554

2.1. Simulasi aliran di ruang pengering geometri pengering yang ada

Untuk menganalisis kualitas aliran media pengering di dalam RD, telah dilakukan simulasi 3 dimensi menggunakan perangkat lunak CFD

(*Computational Fluid Dynamic*). Malalasekera (Malalasekera, W. & Versteeg, H. K., 1995) menjelaskan hukum kekekalan fluida bergerak, kondisi batas dan *turbulence modelling* untuk geometri yang dianalisa menggunakan metode *finite volume*.

Gambar 4 menunjukkan diskretisasi geometri RD I berdasarkan Gambar 1. Gas hasil pembakaran masuk nosel 1 dan dihisap oleh fan yang berada pada nosel 2. Untuk RD II dilakukan hal yang sama. Kondisi inisial *inlet* dan *outlet*, input parameter serta syarat batas pemodelan ditunjukkan pada Tabel. 3 dan 4.

Gambar 4. Meshing geometri awal RD I

Kondisi batas pada Tabel 3 mengacu pada (Shahhosseini, Sh., et al., 2010) yang melakukan simulasi dinamik pada rotary dryer skala industri dan (Silva, M. G., et al. 2012) yang melakukan pemodelan pengeringan pupuk pada rotary dryer.

Tabel 3. Jumlah dan kualitas elemen desain awal

Geometri Awal	Jumlah Elemen	Node	Kualitas Elemen	
			Rata-rata	Standar Deviasi
RD I	87574	16813	0,7558	0,1637
RD II	88087	16909	0,7567	0,1626

Tabel 4. Syarat batas dan input pemodelan

Zone		m (kg/s)	T (K)	P (Pa)	Definisi
RD I	udara_out	-	300	101325	pressure-outlet
	gas_in	0,138	1273	-	mass-flow-inlet
	gas_out	2,223	-	101325	exhaust-fan
RD II	udara_out	-	300	101325	pressure-outlet
	gas_in	0,138	1273	-	mass-flow-inlet
	gas_out	2,223	-	101325	exhaust-fan

Gambar 5. Profil kecepatan di RD I

Hasil simulasi RD I dalam kondisi *steady*, ditunjukkan di Gambar 5 & 6. Gambar 5 menunjukkan bahwa kecepatan rata-rata aliran media pengering di dalam silinder berkisar 0,64 m/s. Kecepatan aliran relatif rendah karena tata letak fan hisap pada sisi keluar gas tidak mampu menghisap udara pencampur dari sisi inlet. Kondisi ini dapat dibuktikan juga dari profil temperatur aliran media pengering (Gambar 6). Tampak pada sisi keluar temperatur media pengering sangat rendah yang menunjukkan bahwa yang terisap oleh fan adalah udara luar di sisi keluar karena memang terbuka.

Karena massa udara pencampur tidak cukup banyak, temperatur media pengering di silinder sangat tinggi yaitu sekitar 952°C. Hasil simulasi ini memberikan prediksi bahwa ada kegagalan desain sehingga kebutuhan media pengering baik kuantitas maupun kualitas tidak terpenuhi.

Gambar 6. Profil temperatur RD I

Serupa dengan RD I, simulasi RD II dengan posisi fan hisap berada di sumbu silinder sisi keluar, menunjukkan kecepatan rata-rata aliran media pengering di dalam silinder sudah lebih baik yaitu sekitar 1,286 m/s. Kecepatan ini masih relatif rendah, karena penampang di sekitar fan hisap

masih terbuka (lihat Gambar 2), yang memungkinkan adanya aliran *bypass* di sekeliling fan isap. Untuk profil temperatur sepanjang silinder pengering tampak di beberapa zona temperatur media pengering sangat tinggi dan ada pula yang rendah. Akan tetapi jika dirata-ratakan temperatur media pengering yang mengalir di dalam RD II telah memenuhi standar desain yaitu sekitar 109°C. Kondisi ini menunjukkan bahwa pencampuran dengan udara luar sudah cukup baik, sehingga temperatur media pengering sudah terpenuhi walaupun belum terdistribusi secara merata di dalam silinder.

2.1. Perhitungan ulang termodinamika pengeringan dengan bahan bakar solar

Adanya rencana penggantian bahan bakar kerosin menjadi solar maka perlu dilakukan perhitungan ulang neraca energi proses pengeringan dengan mengacu pada neraca massa dan kondisi lingkungan yang sesuai. Temperatur dan kelembaban relatif udara lingkungan ditetapkan masing-masing adalah 30°C dan 75%. Perhitungan neraca massa dan energi pada RD dilakukan secara analitik dan numerik berdasarkan referensi yang sudah ada. Arruda, (Arruda, E.B. et. al., 2009) membandingkan performa *rotary dryer* konvensional dan yang sudah dimodifikasi dengan menitik beratkan pada *residence time*, laju pengeringan, kenaikan temperatur pupuk dan penurunan temperatur media pengering setiap segmen pada *rotary dryer*. Peinado (Peinado, D. et. al., 2011) dan Mert Gürtürk (Mert Gürtürk, 2014) melakukan perhitungan neraca energi dan *exergy* pada *rotary kiln* pada produksi gips dan aspal. Cairo (Cairo, N., et. al., 2012) melakukan analisa performa dua jenis pengering skala industri untuk biomassa.

Hasil perhitungan optimasi neraca massa dan neraca panas dengan bahan bakar solar ditunjukkan pada Gambar 11 dan 12.

2.2. Simulasi ruang pengering geometri yang dioptimasi

Untuk mendapatkan proses pengeringan yang efektif, diperlukan kontak yang baik dan merata antara media pengering dan pupuk yang dikeringkan. Hal tersebut dapat dicapai melalui: (a) optimasi aliran media pengering di dalam ruang pengering, (b) optimasi pemasangan peralatan pengaduk sehingga terjadi kontak yang optimum antara setiap butiran pupuk dengan media pengering. Untuk mengoptimasi kedua teknik tersebut dilakukan simulasi 3D dengan bantuan perangkat lunak CFD. Gambar geometri *rotary dryer* yang sudah dioptimasi ditunjukkan pada Gambar 7. Modifikasi geometri yang dilakukan yaitu menambahkan *cyclone-nozzle* pada sisi masuk (Gambar 9) dan merubah posisi pengaduk yang berjumlah 3 buah pada tiap segmen, yang pada awalnya lurus diubah menjadi miring dengan sudut 120°, seperti ditunjukan Gambar 8.

Gambar 7. Geometri RD dengan *cyclone-nozzle*, *hopper* dan pengaduk yang dioptimasi

Gambar 8. Susunan pengaduk ruang pengering

Gambar 9. *Meshing* geometri optimasi RD I

Gambar 9 menunjukkan diskretisasi geometri sistem pengering yang dioptimasi. Jumlah dan kualitas elemen untuk tiap-tiap RD dapat dilihat pada Tabel 5. Kondisi inisial *inlet* dan *outlet*, *input* parameter serta syarat batas pemodelan ditunjukkan pada Tabel 6. Adapun hasil simulasi ditampilkan dalam bentuk distribusi kecepatan dan temperatur media pengering sepanjang ruang pengering (Gambar 12 s/d 17).

3. HASIL DAN PEMBAHASAN

3.1. Hasil perhitungan ulang termodinamika pengeringan dengan bahan bakar solar

Hasil perhitungan kesetimbangan massa dan energi dengan bahan bakar solar untuk masing-masing RD ditampilkan pada Gambar 10 dan 11. Dari kondisi operasi RD I seperti Gambar 10, diperoleh konsumsi solar secara stoikiometri sekitar 13,1 kg/jam. Terdapat perbedaan dari rancangan sebelumnya karena pada perhitungan sebelumnya, kebutuhan energi dari proses pembakaran hanya untuk menaikkan temperatur media pengering 500 kg/jam (= laju aliran udara primer dan sekunder proses pembakaran burner), sedangkan kebutuhan pemanasan udara tersier sebesar 8004,23 kg/jam belum diperhitungkan. Jika hanya menggunakan media pengering gas

hasil pembakaran saja (tanpa udara tersier), maka temperatur media pengering saat keluar RD I harus diubah menjadi minimal 68°C sehingga RH menjadi 98,7%, masih dibawah udara jenuh RH 100%. Untuk mencapai kondisi *outlet* seperti hasil perhitungan tersebut, maka temperatur udara pengering masuk RD I harus 675°C dan konsumsi bahan bakar solar mencapai 8 kg/jam. Kondisi temperatur di atas tentunya tidak diijinkan dalam proses pengeringan pupuk.

Tabel 5. Jumlah dan kualitas elemen geometri yang dioptimasi

Geometri Optimasi	Jumlah Elemen	Node	Kualitas Elemen	
			Rata-rata	Standar Deviasi
RD I	53258	10570	0,704	0,203
RD II	52454	10615	0,705	0,202

Tabel 6. Kondisi batas dan parameter input untuk geometri yang dioptimasi

	Zone	$\dot{m}$ (kg/s)	T (K)	P (Pa)	Definisi
RD I	udara_out	-	300	101325	pressure-outlet
	gas_in	0,138	1225	-	mass-flow-inlet
	gas_out	-	-	101325	exhaust-fan
	celah_out		300	101325	pressure-outlet
	hopper_out		300	101325	pressure-outlet
	udara_in	2,223			mass-flow-inlet
RD II	udara_out	-	300	101325	pressure-outlet
	gas_in	0,138	1225	-	mass-flow-inlet
	gas_out	-	-	101325	exhaust-fan
	celah_out		300	101325	pressure-outlet
	hopper_out		300	101325	pressure-outlet
	udara_in	2,223			mass-flow-inlet

Skema kondisi proses di RD II ditunjukkan pada Gambar 11. Dari perhitungan termal diperoleh kebutuhan bahan bakar solar sebesar 14,3 kg/jam dengan udara terseier sebesar 5671,29 kg/jam. Jika media pengering yang digunakan hanya 500 kg/jam gas pembakaran (tanpa penggunaan udara tersier), maka media pengering masuk RD II mencapai 636°C dengan konsumsi bahan bakar solar sebesar 7,5 kg/jam.

Dari hasil perhitungan yang telah dilakukan, dapat diketahui bahwa kebutuhan udara tersier berpengaruh pada konsumsi bahan bakar dan suhu media pengering. Dari hasil perhitungan RH (RH media pengering keluar ruang pengering), masih cukup rendah yaitu 26,62% untuk RD I dengan udara tersier 8004,23kg/jam, dan 11,69% untuk RD II dengan udara tersier 5671,3kg/jam. Rendahnya harga RH membuka peluang untuk dilakukan optimasi pada kebutuhan udara tersier dan temperatur media pengering. Udara tersier dapat dikurangi sampai RH mencapai harga yang aman sehingga saat dicampur dengan udara

lingkungan tidak terjadi kondensasi.

Gambar 10. Skema proses sistem pengering I

Gambar 11. Skema proses sistem pengering II

Sebagai konsekuensi dari pengurangan laju alir udara tersier ini adalah kenaikan temperatur media pengering masuk yang harus dijaga tidak boleh melebihi harga yang diijinkan.

Selain optimasi pada laju alir udara tersier, temperatur udara keluar RD juga masih bisa diturunkan karena harga RH yang masih rendah. Namun penurunan ini hanya berpengaruh pada penurunan temperatur udara pengering masuk pengering dan tidak pada konsumsi BBM. Karena operasi pengeringan ini sangat dipengaruhi oleh kondisi udara lingkungan, maka kondisi minimum dan maksimum udara lingkungan harus menjadi acuan utama dalam melakukan optimasi.

3.2. Hasil simulasi ruang pengering geometri yang dioptimasi

Gambar 12 dan 13 menunjukkan kecepatan aliran media pengering pada potongan horisontal dan vertikal sepanjang silinder pengering I dan II. Untuk RD I kecepatan aliran media pengering pada sisi masuk adalah 7,453m/s dan pada sisi keluar adalah 2,126m/s, sehingga didapat kecepatan rata-rata aliran media pengering sekitar 2,853m/s.

Dengan penambahan **cyclone-nozzle** Gambar 14 dan 15 memperlihatkan arah aliran pencampuran media pengering searah jarum jam saat memasuki pengering. Tampak kurang teratur akibat adanya tumbukan antara media pengering dengan udara balik dari *hopper*. Selain arah putaran fluida, temperatur media pengering yang dicapai sepanjang RD I berkisar 64°C s/d diatas 82°C, sedangkan untuk RD II berkisar antara 82°C s/d 119°C. Berdasarkan hasil simulasi pada kedua RD, temperatur rata-rata yang dicapai sepanjang

RD I dan II adalah 80°C dan 101°C.

Gambar 12. Profil kecepatan aliran media pengering pada bidang potong horisontal dan vertikal RD I.

Kecepatan aliran media pengering pada RD II untuk sisi masuk adalah 5,329m/s dan pada sisi keluar 1,526m/s, sehingga kecepatan rata-rata aliran media pengering yang dicapai sekitar 2,045m/s.

Gambar 13. Profil kecepatan aliran media pengering pada bidang potong horisontal dan vertikal RD II

Homogenitas temperatur media pengering pada penampang silinder, dibuatkan *surface plane* yang mewakili temperatur gas masuk ke dalam silinder seperti pada Gambar 16 dan 17. Temperatur fluida campuran pada posisi inlet RD I berada pada kisaran 82°C s/d 101°C sedangkan temperatur media pengering pada posisi inlet RD II berada pada kisaran 101°C s/d 138°C. Hasil ini merupakan hasil terbaik simulasi yang bisa didapatkan dari perubahan geometri pada simulasi 3D.

Gambar 14. Distribusi arah dan temperatur aliran media pengering di RD I

Gambar 15. Distribusi arah dan temperatur aliran media pengering di RD II

Gambar 16. Profil temperatur media pengering di hopper RD I

Gambar 17. Profil temperatur media pengering di hopper RD II

3.4. Optimasi sistem pengering

Dengan aliran media pengering yang berputar sepanjang silinder, dikhawatirkan uap air hasil penguapan di sisi inlet media pemanas akan terkondensasi di sisi outlet dan membasahi pupuk. Oleh sebab itu perlu diperiksa titik embun uap air yang terkandung di media pemanas. Dalam perhitungan, diasumsikan fluk panas dari media pengering ke pupuk adalah linier sepanjang pengering.

Gambar 18 menunjukkan hasil perhitungan neraca energi pada RD I. Hasil telah memenuhi syarat pengeringan yaitu tidak terjadi kondensasi uap air dan terjadi penguapan partial. Penguapan hanya terjadi sepanjang 9,23 m atau dengan kata lain sepanjang 1,67 m pupuk tidak mengalami proses penguapan. Titik embun media pengering keluar dipengaruhi oleh kelembaban relatif dan absolut, artinya untuk menghindari kondensasi dapat dilakukan dengan menurunkan kelembaban relatif < 26,62% seperti pada hasil perhitungan sebelumnya. Untuk menurunkannya dapat dilakukan dengan 2 cara yaitu menambah suplai

energi dari bahan bakar atau mengurangi laju alir media pengering.

Gambar 18. Evolusi temperatur media pengering, pupuk dan titik embun di RD I

Gambar 19. Evolusi temperatur media pengering, pupuk dan titik embun di RD II

Gambar 19 menunjukkan hasil perhitungan neraca energi pada RD II telah memenuhi syarat pengeringan antara lain tidak terjadi kondensasi dan terjadi penguapan sempurna sepanjang ruang pengering. Hal ini bisa dilihat dari tidak terjadinya persilangan antara temperatur pupuk dan titik embun udara. Optimasi yang dapat diterapkan adalah pengurangan suplai bahan bakar atau penambahan laju aliran massa udara untuk meningkatkan titik embun udara pada kondisi masuk.

4. KESIMPULAN

Kajian desain terdahulu dan optimasi desain terhadap sistem pengering pabrik pupuk SRF 10.000 ton/tahun telah dilakukan. Berikut ini beberapa kesimpulan yang dapat diambil.

Hasil kajian perhitungan neraca massa dan energi dari proses pengeringan menunjukkan bila menggunakan laju aliran bahan bakar kerosin yang ada sebesar 2,516 kJ/kg, kebutuhan kalor pada media pengering hanya terpenuhi $\pm 50\%$ saja. Hasil simulasi aliran fluida pengering menunjukkan bahwa profil kecepatan aliran terpusat di sumbu silinder pengering dengan kecepatan relatif rendah. Demikian halnya profil temperatur fluida yang tidak merata sepanjang pengering, dan bahkan pada RD I temperatur fluida sangat ekstrim sekitar 952°C akibat kegagalan desain penempatan fan isap. Dengan mencampur gas hasil pembakaran solar

dan udara tersier dapat dikendalikan temperatur media pengering sesuai desain yang diijinkan. Jika digunakan udara tersier sebesar 8004,23 kg/jam untuk RD I dan 6171,29 kg/jam RD II, maka diperlukan burner dengan konsumsi solar masing-masing 13,1kg/jam dan 14,3kg/jam. Penambahan *cyclone-nozzle* dan perubahan sudut inklinasi pengaduk memberikan aliran media pengering berpusar sepanjang pengering dengan distribusi kecepatan dan temperatur cukup merata.

Hasil studi titik embun uap air pada media pengering dapat dipastikan tidak akan terjadi kondensasi uap air pada sisi keluar. Dengan demikian menjawab keraguan bahwa akan ada kondensasi karena aliran media pengering yang berpusar, akan selalu ada kontak dengan pupuk yang dikeringkan,

Keey, R. B., (1978). *Introduction to Industrial Drying Operations*. Pergamon Press: Oxford.

Mert Gürtürk & Hakan F. Oztop, (2014). *Energy and exergy analysis of a rotary kiln used for plaster production*. Elsevier, Applied Thermal Engineering, Vol. 67 : pp. 554-565

Malalasekera, W. & H. K. Versteeg., (1995). *An Introduction to Computational Fluid Dynamics – The Finite Volume Method*. Pearson Education Limited : England.

Shahhosseini, Sh., Sadeghi, M.T., & Golsefatan, H. R., (2010). *Dynamic Simulation of an Industrial Rotary Dryer*. Iranian Journal of Chemical Engineering, Vol. 7, No. 2 (Spring), IChE, pp. 68-77.

Silva, M. G., et. al., (2012). *Modelling of Fertilizer Drying in A Rotary Dryer: Parametric Sensitivity Analysis*. Brazilian Journal of Chemical Engineering. Vol. 29 No. 02 pp. 359-369.

DAFTAR PUSTAKA

Arruda, E.B., et. al. (2009). *Conventional and Modified Rotary Dryer: Comparison of Performance in Fertilizer Drying*. Elsevier, Chemical Engineering and Processing, Vol. 48; pp. 1414–1418

Arun S. Mujumdar., (2006). *Handbook of Industrial Drying, 3rd Edition*. Taylor & Francis Group, LLC

Cairo, N., et. al. (2012). *Performance Analysis of Two Industrial Dryers (Cross Flow and Rotary) for Ligno Cellulosic Biomass Desiccation*. European Association for The Development of Renewable Energies, Environment and Power Quality (EA4EPQ). International Conference on Renewable Energies and Power Quality (ICREPPQ' 12), Santiago de Compostela (Spain), 28th to 30th March, 2012.

Peinado, D., et. al., (2011). *Energy and Exergy Analysis in an Asphalt Plant's Rotary Dryer*. Elsevier, Applied Thermal Engineering Vol. 31 ; pp. 1039-1049.

Gardner & A. Williams, (1971). *Industrial Drying*. Gulf Publishing Company : Houston, Texas.