



TESIS - TK 142541

**ANALISA HIDRODINAMIKA DAN EROSI PADA REAKTOR ASAM
PHOSPHAT DENGAN METODE CFD (*COMPUTATIONAL FLUID
DYNAMICS*)**

Anugrah Budi Cahyani
NRP 02211650010014

DOSEN PEMBIMBING
Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi M.Eng
Dr. Tantular Nurtono S.T. M.Eng

PROGRAM MAGISTER
BIDANG KEAHLIAN TEKNOLOGI PROSES
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2018



TESIS- TK 142541

**ANALISA HIDRODINAMIKA DAN EROSI PADA REAKTOR
ASAM PHOSPHAT DENGAN METODE CFD
(*COMPUTATIONAL FLUID DYNAMICS*)**

Anugrah Budi Cahyani
NRP. 02211650010014

Pembimbing

Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi M.Eng
NIP. 1952 09 16 1980 03 1002

Dr. Tantular Nurtono S.T., M.Eng
NIP. 1972 05 20 1997 02 1001

PROGRAM MAGISTER
BIDANG KEAHLIAN TEKNOLOGI PROSES
JURUSAN TEKNIK KIMIA
LABORATORIUM PERPINDAHAN MASSA DAN PANAS
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2018

LEMBAR PENGESAHAN TESIS

ANALISA HIDRODINAMIKA DAN EROSI PADA REAKTOR ASAM PHOSPHAT DENGAN METODE CFD (COMPUTATIONAL FLUID DYNAMICS)

Tesis ini disusun untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar
Magister Teknik (MT)
di

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

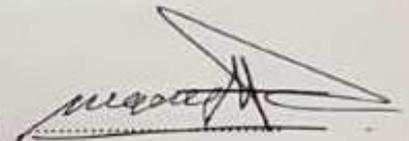
Anugrah Budi Cahyani
NRP. 02211650010014

Tanggal Ujian : 9 Juli 2018
Periode Wisuda : September 2018

Disetujui oleh :

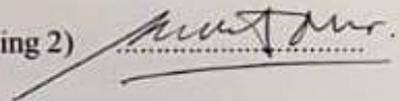
1. Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng
NIP. 19520916 198003 1 002

(Pembimbing 1)



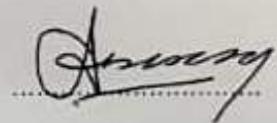
2. Dr. Tantular Nurtono, S.T.,M.Eng.
NIP. 19720520 199702 1 001

(Pembimbing 2)



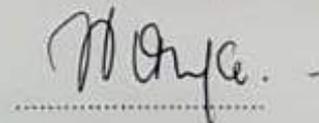
3. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc.
NIP. 19510804 197412 1 001

(Penguji 1)



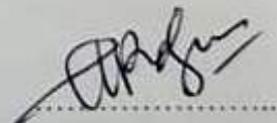
4. Dr. Widiyastuti, S.T.,M.Eng.
NIP. 19750306 200212 2 002

(Penguji 2)



5. Dr. Kusdianto, S.T.,M.Sc
NIP. 19761229 200912 1 001

(Penguji 3)



Dekan Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember


Bambang Lelono Widjiantoro, ST., MT
NIP. 19690507 199512 1 001

**ANALISA HIDRODINAMIKA DAN EROSI PADA REAKTOR
ASAM PHOSPHAT DENGAN METODE CFD
(COMPUTATIONAL FLUID DYNAMICS)**

Disusun oleh : Anugrah Budi Cahyani (02211650010014)

**Dosen Pembimbing : Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi M.Eng
Dr. Tantular Nurtono S.T. M.Eng**

ABSTRAK

Proses pengadukan padat-cair telah menjadi hal yang umum dan diaplikasikan secara luas dalam berbagai proses industri, salah satunya pada reaktor asam fosfat. Pencampuran antara batuan fosfat dengan asam sulfat pada reaktor asam fosfat ini sering menimbulkan erosi pada bagian dasar tangki pengaduk. Erosi yang terjadi dapat menyebabkan efisiensi operasional yang rendah dan menaikkan biaya ekonomi karena masa perbaikan yang sering dan singkat. Sehingga tujuan dari penelitian ini adalah untuk mengkaji posisi dan konfigurasi pengadukan yang meliputi jarak *clearance* dengan metode CFD. Penelitian ini dilakukan pada tangki berpengaduk silinder dengan dasar yang berbentuk datar yang dilengkapi dengan *top entering two blades double paddle impeller*. Terdapat enam variabel pada simulasi ini yaitu 3 variabel ketinggian *clearance* ($0,1T$; $0,13T$ dan $0,16T$) dan 2 buah variabel diameter partikel ($150\mu\text{m}$ dan $200\mu\text{m}$). Simulasi ini dijalankan dengan jenis sistem *unsteady state*. Untuk penyelesaian permodelan multifasa digunakan pendekatan *Euler-Euler* sedangkan dalam penyelesaian fasa diskrit dan permodelan erosi digunakan pendekatan *Eularian-Lagrangian*. Model erosi yang digunakan dalam simulasi ini adalah *Oka Erosion Model* dan pendekatan MRF (*Multi Reference Frame*) digunakan untuk memodelkan pergerakan *impeller*. Identifikasi pola alir, analisa persebaran partikel dan analisa erosi oleh partikel didiskusikan dalam penelitian ini. Berdasarkan hasil penelitian, pola alir yang terbentuk oleh *impeller* adalah *radial flow*. Kecepatan aliran pada *discharged impeller* di *blade* bawah dan atas semakin berkurang dengan naiknya jarak *clearance*. Selain itu, dengan naiknya jarak *clearance*, persebaran partikel pun semakin merata dan laju erosi pada dinding material pun berkurang pada beberapa

area. Ukuran partikel yang semakin kecil pun memberi dampak positif terhadap laju erosi yang semakin berkurang. Diharapkan penelitian ini diharapkan dapat memberikan rekomendasi baik dalam skala industri untuk mengurangi biaya pemeliharaan produksi akibat dari erosi.

Kata kunci: *solid-liquid mixing*, asam fosfat, erosi, *flow pattern*, CFD

HYDRODYNAMICS AND EROSION ANALYSIS ON PHOSPHORIC ACID REACTOR WITH CFD (COMPUTATIONAL FLUID DYNAMICS) METHOD

By : Anugrah Budi Cahyani (02211650010014)

Advisor : Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi M.Eng
Dr. Tantular Nurtono S.T. M.Eng

ABSTRACT

Solid- liquid mixing process has become common and widely applied in various industrial processes, one of them is used in the phosphoric acid reactor. Mixing process between phosphate rock and sulfuric acid in phosphoric acid reactor often causes erosion at the bottom of the stirred tank. Erosion may lead to low operational efficiency and may increase the economic costs due to frequent maintenance. The purpose of this study is to analyze the position and configuration of stirred tank which includes clearance distance with CFD method. This study was carried out on a cylindrical stirred tank with a flat base which equipped with a top entering two blades double paddle impeller. There are six variables in this simulation i.e. 3 variable clearance height (0,1T; 0,13T and 0,16T) and 2 variable particle diameter (150 μ m and 200 μ m). This simulation is obtained with unsteady state system. In order to solve the multiphase model, Euler-Euler approach is used, whereas in completing the discrete phase and erosion modeling, the Eulerian-Lagrangian approach is used. The erosion model used in this simulation is the Oka Erosion Model and the MRF (Multi Reference Frame) approach is used to model impeller movements. Identification of flow patterns, particle dispersion analysis and particle erosion analysis are discussed in this study. Based on the simulation result, the flow pattern formed by the impeller radial flow. The velocity of the discharged impeller at the bottom and top blades decreases with the increasing of clearance distance. In addition, with the increasing of clearance distance, the solid particles was more evenly distributed and the rate of erosion on the material wall was reduced in some areas. The smaller solid particle size also have a positive effect

on the decreasing of erosion rate. It is expected that this research is expected to provide good recommendations on an industrial scale to reduce production maintenance costs resulting from erosion.

Keywords: solid-liquid mixing, phosphoric acid, erosion, flow pattern, CFD

KATA PENGANTAR

Puji syukur saya panjatkan kepada Allah SWT karena atas berkah, rahmat-Nya saya dapat menyelesaikan Laporan Tesis yang berjudul, “ **ANALISA HIDRODINAMIKA DAN EROSI PADA REAKTOR ASAM PHOSPHAT DENGAN METODE CFD (COMPUTATIONAL FLUID DYNAMICS)**”. Tugas ini merupakan salah satu prasyarat meraih gelar master di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (FTI-ITS). Selama penyusunan Laporan Tesis ini, saya banyak mendapat bimbingan, bantuan dan dorongan dari berbagai pihak. Untuk itu saya ingin mengucapkan terima kasih kepada :

1. Bapak Dr. Juwari, ST, M.Eng selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
2. Bapak Dr. Tantular Nurtono, ST., M.Eng selaku Koordinator Prodi Pascasarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi M.Eng selaku Kepala Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran yang telah memberikan waktu, tenaga dan ilmu dalam penyelesaian proposal tesis ini.
4. Bapak Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi M.Eng dan Bapak Dr. Tantular Nurtono S.T., M.Eng selaku Dosen Pembimbing saya atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
5. Bapak Dr. Tantular Nurtono, ST., M.Eng , Bapak Dr. Kusdianto S.T., M.Sc.Eng., Ibu Dr. Siti Machmudah S.T.,M.Eng. dan Ibu Suci Madhania,S.T., M.T selaku dosen Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran.
6. Bapak dan Ibu Dosen Pengajar serta serta seluruh karyawan jurusan Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.
7. Orang tua serta saudara-saudara saya atas doa, dukungan dan bimbingan, perhatian dan kasih sayang yang selalu tercurah selama ini.
8. Teman-teman seangkatan pascasarjana yang saling *mensupport*.

9. Teman-teman di Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran (Mbak Laila, Mbak Niam, Bu Sutarsih , Mas Joko, Mas Jemi , Mbak Sarah, dll)

Saya menyadari bahwa penulisan laporan ini masih banyak kekurangan oleh karena itu saya sangat mengharapkan saran dan masukan yang konstruktif untuk kesempurnaan laporan ini.

Surabaya, 27 Juni 2018

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN	ii
ABSTRAK.....	iii
KATA PENGANTAR.....	vii
DAFTAR ISI	ix
DAFTAR GAMBAR	xi
DAFTAR TABEL.....	xiii
BAB I	1
I.1. Latar Belakang.....	1
I.2. Perumusan Masalah	3
I.3. Batasan Masalah	3
I.4. Tujuan Penelitian	4
I.5. Manfaat Penelitian	4
BAB II.....	5
II.1 Proses Pencampuran Padat-Cair.....	5
II.2 Pola Aliran dalam Tangki Berpengaduk.....	7
II.3 Fenomena Erosi.....	8
II.4 <i>Computational Fluid Dynamics</i>	11
II.4.1 <i>Realizable k-ε Model</i>	11
II.4.2 Model Gerak Partikel.....	13
II.4.3 <i>Erosion Model</i>	16
BAB III.....	19
III.1 Sistem yang Dipelajari.....	19
III.2 Prosedur Simulasi CFD	21
III.3 Variabel Percobaan.....	23
III.4 Kondisi Batas	24
III.4 Bidang Pengamatan	24
BAB IV.....	29
IV.1 Identifikasi Pola Alir	29
IV.2 Analisa Persebaran Partikel	31
IV.3 Analisa Erosi Partikel.....	34

IV.3.1 Erosi Partikel pada Bagian Dasar Tangki.....	35
IV.3.2 Erosi Partikel pada Bagian Dinding Tangki	38
IV.3.3 Erosi Partikel pada Bagian Blade Bawah	40
IV.3.4 Erosi Partikel pada Bagian Blade Atas.....	43
BAB V	47
IV.1 Kesimpulan	47
IV.2 Saran.....	48
DAFTAR PUSTAKA	xiv
DAFTAR NOTASI	xvii
LAMPIRAN	

DAFTAR GAMBAR

Gambar II. 1. Konsep erosi <i>Oka Erosion Model</i> akibat deformasi berulang dan <i>cutting actions</i>	17
Gambar III. 1. Dimensi Tangki Silinder	20
Gambar III. 2. <i>Flowchart</i> Proses Iterasi SIMPLE.....	23
Gambar III. 3. Bidang Pengamatan 1.....	25
Gambar III. 4. Bidang Pengamatan 2.....	25
Gambar III. 5. Bidang Pengamatan 3.....	26
Gambar III. 6. Bidang Pengamatan 4.....	26
Gambar III. 7. Bidang Pengamatan 5.....	27
Gambar IV. 1. Vektor velocity Bidang z-y pada tangki dengan $dp = 150\mu\text{m}$ dan (a) jarak <i>clearance</i> 0,1T (b) jarak <i>clearance</i> 0,13T dan (c) jarak <i>clearance</i> 0,16T..	30
Gambar IV. 2. Vektor velocity Bidang z-y pada tangki dengan $dp = 200\mu\text{m}$ dan (a) jarak <i>clearance</i> 0,1T (b) jarak <i>clearance</i> 0,13T dan (c) jarak <i>clearance</i> 0,16T...	30
Gambar IV. 3. Persebaran partikel pada bidang z-y pada tangki dengan $dp=150\mu\text{m}$ dan (a) jarak <i>clearance</i> 0,1T (b) jarak <i>clearance</i> 0,13T dan (c) jarak <i>clearance</i> 0,16T.....	31
Gambar IV. 4. Persebaran partikel pada bidang z-y pada tangki dengan $dp=200\mu\text{m}$ dan (a) jarak <i>clearance</i> 0,1T (b) jarak <i>clearance</i> 0,13T dan (c) jarak <i>clearance</i> 0,16T.....	32
Gambar IV. 5. Persebaran partikel pada dasar tangki dengan $dp = 150\mu\text{m}$ dan (a) jarak <i>clearance</i> 0,1T (b) jarak <i>clearance</i> 0,13T dan (c) jarak <i>clearance</i> 0,16T.....	33
Gambar IV. 6. Persebaran partikel pada dasar tangki dengan $dp = 200\mu\text{m}$ dan (a) jarak <i>clearance</i> 0,1T (b) jarak <i>clearance</i> 0,13T dan (c) jarak <i>clearance</i> 0,16T.....	33

Gambar IV. 7. Kontur laju erosi di bagian dasar tangki pada tangki dengan $d_p=150\mu\text{m}$ dan (a) jarak <i>clearance</i> $0,1T$ (b) jarak <i>clearance</i> $0,13T$ dan (c) jarak <i>clearance</i> $0,16T$	35
Gambar IV. 8. Kontur laju erosi di bagian dasar tangki dengan $d_p = 200\mu\text{m}$ dan (a) jarak <i>clearance</i> $0,1T$ (b) jarak <i>clearance</i> $0,13T$ dan (c) jarak <i>clearance</i> $0,16T$	35
Gambar IV. 9. Kontur laju erosi di bagian dinding tangki dengan $d_p = 150\mu\text{m}$ dan (a) jarak <i>clearance</i> $0,1T$ (b) jarak <i>clearance</i> $0,13T$ dan (c) jarak <i>clearance</i> $0,16T$	38
Gambar IV. 10. Kontur laju erosi di bagian dinding tangki dengan $d_p = 200\mu\text{m}$ dan (a) jarak <i>clearance</i> $0,1T$ (b) jarak <i>clearance</i> $0,13T$ dan (c) jarak <i>clearance</i> $0,16T$	38
Gambar IV. 11. Kontur laju erosi di bagian <i>Blade</i> bawah impeller dengan $d_p=150\mu\text{m}$ dan (a) jarak <i>clearance</i> $0,1T$ (b) jarak <i>clearance</i> $0,13T$ dan (c) jarak <i>clearance</i> $0,16T$	41
Gambar IV. 12. Kontur laju erosi di bagian <i>Blade</i> bawah impeller dengan $d_p=200\mu\text{m}$ dan (a) jarak <i>clearance</i> $0,1T$ (b) jarak <i>clearance</i> $0,13T$ dan (c) jarak <i>clearance</i> $0,16T$	41
Gambar IV. 13. Kontur laju erosi di bagian <i>Blade</i> atas impeller dengan $d_p=150\mu\text{m}$ dan (a) jarak <i>clearance</i> $0,1T$ (b) jarak <i>clearance</i> $0,13T$ dan (c) jarak <i>clearance</i> $0,16T$	44
Gambar IV. 14. Kontur laju erosi di bagian <i>Blade</i> atas impeller dengan $d_p=200\mu\text{m}$ dan (a) jarak <i>clearance</i> $0,1T$ (b) jarak <i>clearance</i> $0,13T$ dan (c) jarak <i>clearance</i> $0,16T$	44

DAFTAR TABEL

Tabel II. 1. Data Konstanta <i>Oka Erosion Model</i> Sistem <i>Sand-Steel</i>	18
Tabel III. 1. Dimensi Tangki dan <i>Impeller</i>	19
Tabel III. 2. Spesifikasi Asam Sulfat yang Digunakan	20
Tabel III. 3. Spesifikasi Padatan Phosphat yang Digunakan	20
Tabel III. 4. Detail Pengaturan <i>Grid</i>	21
Tabel IV. 1. Data Fraksi Volum Partikel pada Dasar Tangki	32
Tabel IV. 2. Data Laju Erosi Rata-Rata Partikel pada Dasar Tangki	36
Tabel IV. 3. Data Kecepatan Rata-Rata Partikel pada Dasar Tangki	36
Tabel IV. 4. Data Laju Erosi Rata-Rata Partikel pada Dinding Tangki.....	39
Tabel IV. 5. Data Kecepatan Rata-Rata Partikel pada Dinding Tangki	39
Tabel IV. 6. Data Laju Erosi Rata-Rata Partikel pada <i>Blade</i> Bawah.....	40
Tabel IV. 7. Data Laju Akresi Rata-Rata Partikel pada <i>Blade</i> Bawah	42
Tabel IV. 8. Data Laju Erosi Rata-Rata Partikel pada <i>Blade</i> Atas.....	43
Tabel IV. 9. Data Kecepatan Rata-Rata Partikel pada <i>Blade</i> Atas	45

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Pengadukan bertujuan untuk mempercepat proses pencampuran fluida karena dapat mempercepat terjadinya perpindahan massa dan energi yang berupa panas, baik yang disertai reaksi kimia maupun tidak. Pengadukan dapat terjadi pada berbagai fase, contohnya adalah pengadukan liquid-liquid, gas-liquid dan solid-liquid.

Tangki berpengaduk secara luas digunakan dalam industri untuk memberikan sirkulasi pada aliran fluida didalamnya. Prinsip kerja tangki pengaduk sendiri adalah mengubah energi mekanis motor yang memutar *shaft impeller* menjadi energi kinetik aliran fluida dalam tangki berpengaduk. Energi kinetik tersebut menimbulkan sirkulasi aliran fluida di ujung *blade impeller* sehingga terjadi proses pencampuran. Tangki berpengaduk banyak diaplikasikan untuk pencampuran, reaksi dua larutan yang terlarut, mendispersi dua larutan yang tak saling larut, pencampuran dalam sistem multifase, dan lain-lain. Banyak sektor yang menggunakan pengadukan dalam skala yang besar, tidak hanya pada industri kimia, melainkan industri makanan minuman, farmasi, kertas, plastik, keramik, dan karet.

Proses pengadukan solid-liquid dalam tangki pengaduk juga terjadi dalam salah satu proses industri kimia yaitu pembuatan asam fosfat. Proses pembuatan asam fosfat umumnya menggunakan proses *Wet Process Phosphoric Acid* (WPPA). Proses WPPA ini cukup populer karena memiliki banyak keuntungan seperti produksi asam fosfat dengan konsentrasi tinggi dan menghasilkan *gypsum* yang murni, konsumsi *feed* asam sulfat yang rendah dan efisiensi proses yang tinggi. Proses WPPA sendiri pada dasarnya terdiri dari beberapa seksi proses yaitu *grinding process*, *hemihydrate process* dan *dihydrate process* (Cho dkk, 1996)

Pada *Hemihydrate section*, batuan fosfat dicampur dengan asam sulfat dengan konsentrasi yang cukup tinggi pada *top entry digester* menjadi *reacting slurry*. Konversi batuan fosfat menjadi *reacting slurry* sangat berpengaruh terhadap konversi asam fosfat yang dihasilkan. Semakin tinggi konversi batuan fosfat menjadi *reacting slurry* menandakan bahwa kualitas pencampuran semakin tinggi dan produktivitas asam fosfat akan meningkat. Pencampuran antara batuan fosfat dengan asam sulfat juga

ini sering menimbulkan erosi pada bagian dasar tangki pengaduk. Bagian dasar tangki pengaduk terus tergerus dikarenakan batuan fosfat belum terdistribusi secara merata dan banyak terkonsentrasi dibawah tangki sehingga beradu dengan bagian dasar tangki. Hal ini mengakibatkan turunnya efisiensi kerja dan ekonomi karena naiknya *annual cost* akibat dari besarnya biaya pemeliharaan untuk merekondisi tangki pengaduk yang tergerus.

Dengan mengoptimalkan distribusi partikel dan aliran hidrodinamika dalam tangki, kualitas pengadukan yang baik pun akan tercapai dan erosi pada tangki diharapkan akan berkurang. Berikut adalah beberapa faktor yang mempengaruhi kualitas pengadukan, yaitu kecepatan putar *impeller*, geometri tangki, jenis *impeller*, jumlah *impeller*, dan letak atau posisi poros *impeller*. (Paul dkk, 2004)

Oleh karena itu, aliran hidrodinamika pada tangki pengaduk memiliki peran penting dalam meningkatkan kualitas pencampuran pada pembuatan asam fosfat oleh WPPA. Itulah sebabnya studi tentang aliran hidrodinamika, pemilihan *layout* dari *impeller* dan jenis agitator menjadi parameter kunci dan penting yang memungkinkan desain yang baik dan perilaku yang optimal dari operasi tersebut.

Karena tingginya biaya peralatan dan keterbatasan teknik, metode simulasi seperti *Computational Fluid Dynamics* (CFD) umum digunakan untuk melakukan studi tentang pencampuran. Studi CFD tentang pengadukan solid-liquid pada tangki berpengaduk untuk melihat pengaruh dari hidrodinamika pada homogenitas sistem telah banyak dilakukan. Diantaranya adalah penelitian tentang distribusi konsentrasi padatan pada tangki berpengaduk, kualitas interaksi antara suspensi solid dan liquid berikut hubungannya dengan ukuran partikel padat. (A. Ochieng, 2006)

Studi mengenai faktor-faktor yang mempengaruhi kualitas pengadukan solid-liquid pada tangki secara eksperimen juga telah banyak dibahas. Diantaranya tentang penentuan *cloud height* (ketinggian dimana solid mulai tersuspensi kedalam liquid) pada *slurry* sebagai fungsi intensitas pengadukan, properti fisik solid, tipe *impeller* dan sistem geometri. (Hicks, 1996).

Selain faktor-faktor diatas, pengaruh jarak clearance dan penggunaan kombinasi beberapa *impeller* pada tangki pengadukan juga pernah dilakukan. Dengan naiknya jarak clearance antara *impeller* dan dasar tangki, nilai power consumption akan meningkat dan kecepatan kritis *impeller* akan menurun. (Chitra, 2014)

Studi mengenai erosi menggunakan metode *Computational Fluid Dynamics* (CFD) pada sistem perpipaan telah banyak dilakukan baik melalui pendekatan *Eulerian-lagrangian* dan menggunakan *Finnie's erosion model with a One-Way coupling*. studi mengenai erosi oleh pasir pada sistem perpipaan dengan metode CFD juga telah dilakukan menggunakan pendekatan *Eulerian-Lagrangian* dan eksperimen sebagai validasi dari hasil simulasinya. Berdasarkan hasil simulasi dan validasi eksperimen tersebut untuk menghindari terjadinya kegagalan operasi maka kecepatan aliran harus dikurangi ketika rasio massa pasir, ukuran partikel pasir dan diameter pipa bertambah. (El-Behery et. al, 2010)

Sedangkan studi erosi pada sistem tangki *tester* berpengaduk dengan berbagai ukuran dan jenis wall material juga telah dilakukan secara komputasional dan eksperimen. Prediksi simulasi dilakukan dengan perhitungan *steady state* dan *transient*. Metode *Multi Reference Frame* (MRF) digunakan untuk mendefinisikan kelakuan aliran fluida. Pada studi ini, disimpulkan bahwa perubahan pada diameter dan ketinggian zona MRF mengakibatkan dampak yang kecil pada hasil simulasi dan massa erosi yang hilang pada material akan bertambah seiring dengan bertambahnya kecepatan aliran dan konsentrasi pasir. (Azimian et. al, 2013)

Studi mengenai hidrodinamika pada reaktor asam fosfat sendiri telah dilakukan pada tahun 2016 oleh Khamar dan Samrane, tentang hidrodinamika pada reaktor asam fosfat. Namun konfigurasi reaktor dan *impeller* dalam studi tersebut berbeda dengan studi kali ini. Pada penelitian tersebut, erosi tangki dan *clerance* pada reaktor asam fosfat pun belum dibahas.

I.2 Perumusan Masalah

Distribusi padatan yang tidak merata pada tangki berpengaduk dengan *double impeller* untuk produksi asam fosfat, sehingga terjadi erosi pada bagian dasar tangki, dinding tangki dan *blade impeller*.

I.3 Batasan Masalah

Penelitian ini dilakukan dalam tangki berpengaduk jenis silinder dengan bagian dasar datar (*flat bottomed cylindrical tank*) menggunakan *top-entering* dengan jenis *impeller* yaitu *double paddle blade impeller*.

I.4 Tujuan Penelitian

Penelitian ini bertujuan untuk mengkaji posisi dan konfigurasi pengadukan dengan *double paddle blade impeller* yang meliputi jarak *clearance* yang digunakan untuk menghasilkan distribusi padatan yang merata.

I.5 Manfaat Penelitian

Penelitian ini diharapkan dapat memberikan rekomendasi baik dalam skala industri untuk mengurangi biaya pemeliharaan alat akibat dari erosi oleh partikel padat.

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

II.1 Proses Pencampuran Padat-Cair

Proses pencampuran (*mixing*) sering digunakan dalam banyak proses dalam industri kimia. Proses pencampuran melibatkan beberapa hal yaitu *bulk mixing*, reaksi kimia, perpindahan massa, perpindahan panas dan interaksi antar fase yang terlibat. Pencampuran dapat tercapai dengan memberikan energi pada fluida sistem. Proses pencampuran dapat terjadi pada padat-cair, cair-cair maupun gas-cair.

Tujuan utama dari pencampuran padat-cair yaitu untuk membentuk *slurry* dan meningkatkan laju perpindahan massa antara solid dengan fasa cair. Operasi pencampuran padat-cair juga dapat mensuspensi padatan, me-resuspensi *settled solid*, melarutkan *floating solid*, mendispersi agregat padat, mengontrol ukuran partikel akibat *fluid shear* maupun abrasi akibat gesekan antar partikel dengan *impeller* serta dapat menyebabkan perpindahan massa di interfase padat-cair. Pada aplikasinya di industri, pencampuran antara padat-cair ini menjadi aspek kunci dan biasa digunakan dalam proses pendispersian padatan, adsorpsi, *leaching*, kristalisasi, *ion exchange*, polimerisasi, dll. Pada pencampuran padat-cair, suspensi solid membutuhkan *input* energi mekanis kedalam sistem pencampuran dengan pengadukan. Energi mekanis tersebut membentuk medan aliran turbulen sehingga partikel solid dapat terangkat dari dasar tangki dan terdispersi dan terdistribusi dalam tangki. Berikut adalah beberapa parameter yang dapat mempengaruhi hidrodinamika dalam tangki berpengaduk:

- a) Properti fisik dari liquid, contohnya densitas liquid dan perbedaan densitas antara fase liquid dan solid serta viskositas dari liquid
- b) Properti fisik dari solid, contohnya densitas solid, ukuran partikel solid, bentuk partikel atau *sphericity*, *hardness* dari solid, dll
- c) Kondisi proses pengadukan, contohnya tinggi liquid dalam tangki, konsentrasi solid dalam tangki, fraksi volume dari solid, keberadaan gelembung udara.
- d) Parameter geometri sistem, contohnya diameter tangki, desain bagian bawah tangki (*dished head*, konis, *flat*), tipe *impeller* dan geometri, diameter *impeller*, jarak clearance dari *impeller* ke dasar tangki, tipe dan geometri *baffle*, dll

- e) Kondisi operasi pengadukan, contohnya kecepatan *impeller*, daya *impeller*, kecepatan *tip impeller*, level suspensi yang tercapai, dll.

Studi CFD tentang pencampuran solid-liquid pada tangki berpengaduk untuk melihat pengaruh dari hidrodinamika pada homogenitas sistem telah banyak dilakukan. Studi ini berguna untuk menentukan desain operasi yang baik dan mengoptimalkan suatu proses kimia. Salah satunya oleh Ljungqvist pada tahun 2001 tentang pengaruh *drag force* dan *slip velocity* pada pengadukan antara dua fase pada tangki berpengaduk aksial. Studi tersebut dilakukan pada *flat bottomed slurry reactor* dengan tipe *impeller pitch blade turbine* dengan model turbulensi k- ϵ . Hasil dari studi ini menunjukkan bahwa partikel akan bergerak lebih cepat kebawah dan lebih lambat bergerak keatas keseluruhan tangki. Hal ini berkaitan dengan efek gaya gravitasi. Transfer massa partikel lebih banyak terkonsentrasi dibagian bawah *impeller* karena *slip velocity* dan *reynold number* terbesar dibagian tersebut. (Ljungqvist et. al, 2001)

Kemudian Kasat, dkk pada tahun 2008 melakukan studi tentang kualitas interaksi antara suspensi solid dan liquid pada reaktor berpengaduk. Studi ini menggunakan model turbulensi k- ϵ dengan pendekatan *Eularian*. Studi ini menunjukkan bahwa waktu pencampuran meningkat seiring dengan meningkatnya kecepatan putar *impeller* hingga mencapai nilai maksimumnya hingga mencapai keadaan *off-bottom suspension*. Nilai maksimal waktu pencampuran tercapai pada $1/3 N_{cs}$. Studi ini juga menunjukkan bahwa permodelan telah sesuai untuk sistem pada *slurry* reaktor tersebut. (Kasat et. al, 2008)

Studi mengenai faktor-faktor yang mempengaruhi kualitas pengadukan solid-liquid pada tangki secara eksperimen juga telah dibahas oleh Hicks pada tahun 1996 tentang penentuan *cloud height* (ketinggian dimana solid mulai tersuspensi kedalam liquid) pada *slurry* sebagai fungsi intensitas pengadukan, properti fisik solid, tipe *impeller* dan sistem geometri pun telah dibahas. Studi pada *flat bottomed cylindrical tank* yang dilengkapi dengan dua jenis *impeller* yaitu *pitch blade turbine* dan *high efficiency impeller* (*Chemineer*) ini mengindikasikan bahwa properti fisik dan jenis *impeller* sangat berpengaruh terhadap *cloud height* antara partikel dan liquid. Hasil studi menunjukkan bahwa *Impeller Chemineer* lebih optimum dalam hal penggunaan daya dan distribusi solid pada tangki yang tinggi dengan ($Z/T > 1$) pada *single impeller* lebih sulit dilakukan,

sehingga perlu dianalisa penggunaan *multiple impeller*. Jarak *clearance* yang optimum pada sistem ini adalah 0,44 D dengan *impeller* jenis *Chemineer*. (Hicks, 1996)

Pengaruh jarak *clearance* pada *multiple impeller* juga telah banyak diteliti. Salah satunya adalah studi dengan metode CFD yang dilakukan pada *flat bottomed bioreactor* dengan *impeller* jenis *turbine*. Simulasi dilakukan dengan berbagai jarak *clearance*. Hasil simulasi menunjukkan bahwa jarak *clearance* dari *impeller* ke dasar tangki yang optimum dicapai pada 0,2-0,4 D. Sedangkan jarak antar *multiple impeller* optimum untuk sistem tersebut adalah dibawah 0,6D. (Do J. H. et. al, 2001)

II. 2 *Pola Aliran dalam Tangki Berpengaduk*

Pada tangki berpengaduk, pola aliran yang dihasilkan bergantung pada beberapa faktor antara lain geometri tangki, sifat fisik fluida dan jenis pengaduk itu sendiri. Pengaduk jenis *flat blade turbine* akan cenderung membentuk pola aliran radial sedangkan *inclined blade turbine* dan *propeller* cenderung membentuk aliran aksial. Pada dasarnya terdapat 3 komponen yang hadir dalam tangki berpengaduk yaitu :

- a. Komponen radial pada arah tegak lurus terhadap tangki berpengaduk
- b. Komponen aksial pada arah sejajar (paralel) terhadap tangki pengaduk
- c. Komponen tangensial atau rotasional pada arah melingkar mengikuti putaran sekitar tangki pengaduk

Komponen radial dan tangensial terletak pada daerah horizontal dan komponen longitudinal pada daerah vertikal untuk kasus tangkai tegak (*vertical shaft*). Komponen radial dan longitudinal sangat berguna untuk penentuan pola aliran yang diperlukan untuk aksi pencampuran (*mixing action*). Pengadukan pada kecepatan tinggi ada kalanya mengakibatkan pola aliran melingkar disekitar pengaduk. Gerakan melingkar tersebut dinamakan *vorteks*.

Beberapa studi mengenai hidrodinamika dan pola aliran pada tangki berpengaduk telah banyak dilakukan. Diantaranya adalah studi hidrodinamika pada *bioreactor* berpengaduk yang berbentuk silinder dengan *two stage impeller* berbentuk *Rushton* yang dilakukan oleh Jin Hwan Do. Pola aliran yang terbentuk oleh kedua *impeller* ini adalah radial pada berbagai jarak *clearance*. Pada penelitian ini ditemukan bahwa

kecenderungan untuk membentuk pola alir yang memisah antar *impeller* akan naik seiring dengan naiknya jarak *clearance*. Hal ini memberikan dampak positif bagi pengadukan pada bagian antar *impeller* namun memberikan dampak negatif bagi keseluruhan pengadukan pada *bioreactor* akibat melambatnya aliran fluida. Perbedaan *clearance* antar *impeller* juga berpengaruh terhadap kecepatan axial yang terjadi pada tangki. Semakin kecil jarak *clearance* antar *impeller*, maka kecepatan axial akan semakin besar sehingga akan semakin memberikan dampak positif bagi proses pengadukan. (Do J. H. et. al , 2001)

Pada tahun 2016 studi tentang hidrodinamika dan performa pencampuran pada reaktor asam fosfat berkonsentrasi rendah telah dilakukan oleh Khamar dan Samrane. Reaktor yang digunakan adalah *flat bottomed cylindrical tank* dengan jenis *impeller* yaitu *hydrofoil impeller* dilengkapi dengan 4 buah *baffle* yang dimodelkan dengan model turbulensi $k-\epsilon$ dan MRF untuk membagi zona Bergerakannya. Konfigurasi reaktor dan *impeller* dalam studi tersebut berbeda dengan studi kali ini. Pada penelitian yang dilakukan oleh Khamar dan Samrane, pengaruh kecepatan putar *impeller*, *clearance* dan dampak terhadap erosi alat pada reaktor asam fosfat juga belum dibahas. Pada penelitian ini, diketahui bahwa aliran yang terjadi adalah aliran radial dengan *high shear rate* yang dapat menyebabkan potensi kerusakan pada pengaduk apabila terjadi peningkatan kecepatan putar *impeller* atau peningkatan jumlah *sludge* yang masuk. (Khamar and Samrane, 2016)

II.3 Fenomena Erosi

Korosi dan erosi terjadi akibat dari suatu aksi eksternal tertentu yang terjadi di permukaan. Korosi artinya degradasi suatu material oleh reaksi kimia sementara erosi adalah terkikisnya lapisan dari suatu permukaan (abrasi) akibat deformasi yang berulang dan *cutting actions*. Dalam hal prosesnya, korosi terjadi proses elektro kimia sedangkan erosi adalah proses fisik. Erosi pada material dalam dunia industri umum terjadi. Ketahanan suatu dinding material terhadap erosi bergantung pada kemampuan material tersebut untuk terdeformasi akibat benturan. Pada *brittle material*, erosi terjadi akibat retak dan terpotongnya bagian mikro dari dinding material. Sedangkan pada bahan *ductile*, erosi terjadi melalui serangkaian deformasi mikro-plastik yang berulang. Untuk bahan seperti ini, tingkat erosi tertinggi biasanya terjadi pada *impact angle* yang bervariasi mulai dari 20° sampai 30°. Berikut adalah parameter-parameter lain yang mempengaruhi mekanisme erosi yang terjadi:

- Kecepatan *impact particle*
- Sudut *impact particle*
- Properti mekanis dari material (contoh: teknologi pembuatan, karakteristik *micro-structural*)
- Suhu dinding material
- Koefisien friksi antara partikel dan target material
- *Shielding effects* yang terjadi karena partikel yang memantul

Erosi yang terjadi pada alat yang berhubungan dengan campuran padat-cair seperti pipa, pompa lumpur, reaktor pengaduk solid-liquid dan pengaduk *slurry* di berbagai aplikasi industri dapat menyebabkan efisiensi operasional yang rendah dan menaikkan biaya ekonomi karena masa perbaikan yang sering dan singkat.

Oka dan Yoshida pada tahun 2005 melakukan penelitian untuk memprediksi persamaan erosi yang terjadi karena partikel *solid* dalam berbagai kondisi yang melibatkan *impact angle*, kecepatan, ukuran dan properti dari partikel yang berbeda-beda. Efek tambahan yang berasal dari *impact* parameter pun dianalisa dan kaitannya dengan laju erosi yang dihasilkan. Tes erosi ini dilakukan dengan 3 jenis partikel yang berbeda dan jenis *wall material* yang berbeda-beda yaitu aluminum, *iron-carbon steels* dan *stainless steel*. Berdasarkan eksperimen tersebut, banyaknya dampak erosi oleh partikel dengan ukuran kecil lebih rendah dibanding dampak erosi oleh partikel dengan ukuran lebih besar. *Impact velocity* dan ukuran partikel memiliki dampak yang kecil bagi sudut dampak partikel. Bahkan sudut dampak akibat beberapa ukuran partikel pada *wall material stainless steel* cenderung cukup stabil. Ditemukan bahwa *impact velocity* dan diameter partikel tidak saling mempengaruhi satu dengan lainnya. Artinya, ukuran partikel tidak mempengaruhi kaitan antara *impact velocity* dengan laju erosi dan besarnya *impact velocity* juga tidak berpengaruh terhadap hubungan antara diameter partikel dan laju erosi. Besarnya *impact velocity* terhadap laju erosi memang tidak berhubungan dengan besarnya diameter partikel namun berhubungan dengan *property dari wall material* dan *material hardness* itu sendiri. Dalam penelitian ini didapatkan persamaan untuk memprediksi erosi yang dapat digunakan untuk berbagai material dan *impact condition*. (Oka, 2005)

Pada tahun 2013, simulasi tentang pola aliran pada tangki pengaduk dengan menggunakan *impeller* yang telah tererosi dengan metode CFD dilakukan oleh Jan Skočilas. Simulasi dilakukan pada tangki silinder dengan *baffle* dan *pitched blade impeller* yang bervariasi dari yang belum ter-erosi hingga yang telah ter-erosi sekian waktu tertentu. Simulasi dengan metode CFD ini bertujuan untuk memprediksi nilai *pumping capacity* dari sistem tersebut. Komputasi numerik yang dilakukan dibandingkan dengan hasil eksperimen dari rata-rata kecepatan medan aliran dan dianalisa. Dalam studi ini disimpulkan bahwa laju erosi dari *blade impeller* akan berpengaruh negatif terhadap distribusi kecepatan pada fluida yang diaduk. Semakin besar erosi pada *blade* maka medan aliran disekitar *impeller* pun akan semakin berubah dan *pumping capacity* dari *impeller* akan menurun. (Skočilas, 2013)

Studi mengenai erosi yang terjadi pada tangki *slurry erosion tester* juga dilakukan oleh Mehdi Azimian dan Hans-Jorg Bart pada tahun 2013 yang menggunakan program ANSYS-CFX untuk simulasi CFD dan melakukan validasi hasil simulasi dengan melakukan eksperimen. Penelitian ini bertujuan untuk mengetahui laju erosi pada material dan hubungannya dengan perubahan kecepatan aliran dan konsentrasi padatan. Sistem dari studi ini adalah sebuah tangki silinder dengan diameter 500mm yang berisi *slurry* yang mengandung partikel pasir berdiameter antara 0,1-0,5mm dan air dengan sebuah *2-blade bottom entering propeller*. Sebuah motor dan *rotating shaft* terpasang dari bagian atas tangki untuk menopang plate erosi yang berbahan stainless steel dan ST-50. Pergerakan antara plate erosi dan propeller dibuat bertolak belakang untuk menghasilkan distribusi solid pada fase liquid yang lebih efektif dan meminimalisasi efek *relative velocity*. Plat erosi kemudian akan ditimbang sebelum dan sesudah tes untuk menentukan massa yang hilang akibat erosi pada tiap platnya. Berdasarkan hasil simulasi dari studi tersebut, erosi yang terjadi meningkat seiring dengan meningkatnya kecepatan rotasi dan bila dibandingkan kehilangan massa akibat erosi pada plat erosi yang berbahan ST-50 lebih besar dua kali lipat daripada plat erosi dengan berbahan *stainless steel*. Hasil analisa CFD secara kualitatif cukup sesuai dengan hasil validasi eksperimen. Pada eksperimen ini, partikel pasir diasumsikan sebagai partikel *solid transport* yang diinjeksikan pada titik ditengah tangki. Hal ini dilakukan karena model *erosion coupling* pada FLUENT dan ANSYS-CFX hanya memungkinkan bila partikel solid didefinisikan sebagai partikel solid transport, juga dikarenakan pola aliran didalam tangki yang cukup kompleks dan

variatif. Pada studi ini juga diketahui bahwa arah pergerakan yang bertolak belakang antara *propeller* dan plat erosi mengakibatkan sulitnya konvergensi dari simulasi. Untuk mengurangi erosi pada berbagai peralatan industri maka beberapa faktor penting seperti pemilihan teknologi manufaktur, pemilihan jenis dan parameter alat, kondisi operasional, desain anti-erosi dan material alat yang anti-erosi serta prediksi laju erosi dan lokasi juga patut dipertimbangkan. (Azimian, 2013)

II.4 *Computational Fluid Dynamics*

Computational Fluid Dynamics (CFD) merupakan analisis sistem yang melibatkan aliran fluida, perpindahan panas, dan fenomena yang terkait lainnya seperti reaksi kimia dengan menggunakan simulasi komputer. Kode CFD tersusun atas algoritma-algoritma numerik yang dapat menyelesaikan permasalahan aliran fluida.

Di dalam simulasi, model-model yang digunakan didiskretisasi dengan metode formulasi dan diselesaikan dengan menggunakan algoritma-algoritma numerik yang disesuaikan dengan permasalahan dan sistem yang akan dimodelkan.

II.4.1 *Realizable k- ϵ Model*

Salah satu model turbulensi yang paling umum digunakan adalah model (k- ϵ). Model ini telah diterapkan dalam sebagian besar kode CFD dan dianggap sebagai model standar industri. Model ini terbukti stabil dan solid secara numerik serta memiliki kemampuan prediksi yang mapan. Terdapat dua perbedaan penting antara Model *Realizable k- ϵ* dengan Model *Standard k- ϵ* :

- Model *Realizable k- ϵ* mengandung formula alternatif dalam mendefinisikan viskositas turbulennya.
- *Transport equation* yang telah dimodifikasi untuk laju disipasi telah diturunkan dari persamaan yang tepat untuk *transport* fluktuasi vortisitas rata-rata.

Istilah "*Realizable*" berarti bahwa model tersebut memenuhi kendala matematis tertentu pada tegangan *Reynolds*, sesuai dengan fisika aliran turbulen. Dimana, model *standard* dan model RNG tidak dapat merealisasikannya.

Berikut adalah persamaan transport model untuk k dan ϵ pada k- ϵ *Realizable Model*:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho k u_j) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + G_k + G_b - \rho \varepsilon - Y_M + S_k \quad (2.1)$$

dan

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\rho \varepsilon) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho \varepsilon u_j) \\ = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + \rho C_1 S_\varepsilon - \rho C_2 \frac{\varepsilon^2}{k + \sqrt{\nu \varepsilon}} + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} C_{3\varepsilon} G_b + S_\varepsilon \end{aligned} \quad (2.2)$$

Dimana

$$C_1 = \max \left[0,43 \frac{\eta}{\eta + 5} \right], \eta = S \frac{k}{\varepsilon}, S = \sqrt{2S_{ij}S_{ij}} \quad (2.3)$$

Pada persamaan ini, G_K merepresentasikan generasi turbulensi energi kinetik karena gradien kecepatan rata-rata sedangkan G_B merepresentasikan generasi energi kinetik turbulensi karena daya apung. Y_M mewakili kontribusi dilatasi berfluktuasi dalam turbulensi kompresibel terhadap tingkat disipasi keseluruhan. C_2 dan $C_{1\varepsilon}$ adalah konstanta, σ_k dan σ_ε adalah turbulenti Prandtl numbers untuk k dan ε .

Persamaan k pada model *Realizable* k - ε hampir sama dengan persamaan k pada model RNG k - ε dan model *standard* k - ε , kecuali nilai konstanta modelnya. Namun persamaan ε pada model *Realizable* k - ε ini berbeda dari model k - ε sebelumnya. Salah satu fitur pentingnya adalah *production term* pada persamaan ε tidak berhubungan dengan *production term* pada persamaan k . Sehingga G_k tidak sama pada kedua persamaan tersebut. Sehingga diyakini bahwa bentuk sekarang lebih baik dalam mewakili transfer energi spektral. Fitur lain yang diyakini lebih baik adalah *destruction term* tidak memiliki singularitas. Artinya, penyebutnya tidak pernah lenyap, bahkan jika hilang atau menjadi lebih kecil dari nol. Fitur ini kontras dengan model tradisional, yang memiliki singularitas karena adanya penyebut. (Shih, 1995)

Penelitian terdahulu telah menunjukkan bahwa model *Realizable* memberikan kinerja terbaik dari semua versi model untuk beberapa validasi aliran dan aliran yang terpisah dengan fitur aliran sekunder yang kompleks. Model *Realizable* telah divalidasi secara luas untuk berbagai jenis aliran, termasuk *rotating shear flows*, aliran bebas termasuk *jet* dan *mixing layer*, aliran pada saluran dan *boundary layer*, termasuk aliran

yang terpisah. Untuk semua kasus ini, kinerja model *Realizable* telah ditemukan jauh lebih baik daripada model *standard*. (Kim et. al, 1997)

II.4.2 Model Gerak Partikel

Kemajuan dalam mekanika komputasi fluida telah memberikan dasar untuk wawasan lebih jauh tentang dinamika aliran *multiphase*. Saat ini ada dua pendekatan untuk perhitungan numerik aliran *multiphase*: pendekatan *Euler-Lagrangian* dan pendekatan *Euler-Euler*. Untuk menyelesaikan persamaan transport pada fase kontinu, FLUENT ANSYS memberikan fitur untuk mensimulasikan fase *discrete* pada *Lagrangian Frame of References*. Model fase diskrit *Lagrangian* di FLUENT ANSYS mengikuti pendekatan *Euler-Lagrangian*. Fasa fluida diperlakukan sebagai sebuah kontinum dengan penyelesaian persamaan *Navier-Stokes*, sementara fase yang terdispersi diselesaikan dengan melacak sejumlah besar partikel, gelembung, atau *droplets* melalui medan aliran yang dihitung. Fasa terdispersi dapat menukar momentum, massa, dan energi dengan fase fluida. Pendekatan ini dibuat jauh lebih mudah bila interaksi partikel-partikel dapat diabaikan, dan membutuhkan fase kedua yang terdispersi dengan fraksi volume rendah, meskipun *mass loading* tinggi ($\dot{m}_{partikel} \geq \dot{m}_{fluida}$) dapat diterima. FLUENT ANSYS dapat memperhitungkan lintasan dari fase *discrete* dan juga memperhitungkan perpindahan massa dan panas, begitu juga sebaliknya. Lintasan partikel atau *droplets* dihitung secara terpisah pada interval tertentu selama perhitungan fasa fluida. Hal ini membuat model yang sesuai untuk pemodelan *spray dryers, coal and liquid fuel combustion*, dan beberapa aliran partikel.

Dalam permodelan *Discrete phase* pada *Lagrangian multiphase* model, fraksi volum dari *discrete phase* diasumsikan cukup rendah dan fraksi volum tidak diperhitungkan pada persamaan fase yang kontinu. Berikut adalah bentuk umum dari persamaan konversi massa dan momentum pada *Discrete Phase Model* (DPM):

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{v}) = S_{DPM} + S_{other} \quad (2.4)$$

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{v}) = -\nabla p + \nabla \cdot \tau + \rho \vec{g} + \vec{F}_{DPM} + \vec{F}_{other} \quad (2.5)$$

Untuk mengatasi keterbatasan model *multiphase Lagrangian* ini, fraksi volume fase partikulat diperhitungkan dengan memperluas Persamaan 2.4 dan Persamaan 2.5 diatas kedalam set persamaan *Eularian* berikut:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_p \rho_p) + \nabla \cdot (\alpha_p \rho_p \vec{v}_p) = \sum_{q=1}^{n \text{ phases}} (\dot{m}_{qp} - \dot{m}_{pq}) \quad (2.6)$$

$$\begin{aligned} & \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_p \rho_p) + \nabla \cdot (\alpha_p \rho_p \vec{v}_p) \\ &= -\alpha_p \nabla p + \nabla \cdot [\alpha_p \mu_p (\nabla \vec{v}_p + \nabla \vec{v}_p^T)] + \alpha_p \rho_p \vec{g} + \vec{F}_{vm, lift, user} \quad (2.7) \\ &+ \sum_{q=1}^{n \text{ phases}} (\vec{K}_{qp} (\vec{v}_q - \vec{v}_p) + \dot{m}_{qp} \vec{v}_{qp} - \dot{m}_{pq} \vec{v}_{qp}) + K_{DPM} (\vec{v}_{DPM} - \vec{v}_p) \\ &+ S_{DPM, explicit} \end{aligned}$$

Di sini, Persamaan 2.6 adalah persamaan konservasi massa untuk tiap fase individual (p) dan Persamaan 2.7 adalah persamaan konservasi momentum. Dalam set persamaan yang dihasilkan (satu persamaan kontinuitas dan satu persamaan konservasi momentum per fase), penyelesaian untuk fase *discrete* seperti medan kecepatan diambil dari pelacakan oleh model *Lagrangian*. Perluasan model DPM ini dikenal dengan permodelan *Dense Discrete Phase (DDPM)*.

FLUENT ANSYS memprediksi lintasan partikel fase *discrete* (*droplets* atau *bubbles*) dengan mengintegrasikan keseimbangan gaya pada partikel, yang ditulis dalam kerangka referensi *Lagrangian*. Kesatuan gaya ini sama dengan inersia partikel dengan gaya yang bekerja pada partikel, dan dapat dituliskan sebagai berikut.

$$\frac{d\vec{u}_p}{dt} = \frac{\vec{u} - \vec{u}_p}{\tau_r} + \frac{\vec{g}(\rho_p - \rho)}{\rho_p} + \vec{F} \quad (2.8)$$

Dimana, \vec{F} didefinisikan dalam bentuk percepatan (*force / unit particle mass*), $\frac{\vec{u} - \vec{u}_p}{\tau_r}$ adalah *drag force* per satuan massa partikel.

$$\tau_r = \frac{\rho_p d_p^2}{18\mu C_d Re} \quad (2.9)$$

Dalam hal ini, τ_r waktu relaksasi *droplet* atau partikel, \vec{u} adalah kecepatan fase fluida, \vec{u}_p adalah kecepatan partikel, μ adalah viskositas molekular fluida, ρ adalah massa jenis fluida, ρ_p adalah massa jenis partikel, d_p adalah diameter partikel dan Re adalah *Reynold's Number*.

ANSYS Fluent dapat memprediksi pola fase diskrit berdasarkan bidang aliran fase kontinu tetap (*one way coupling*), atau dengan memasukkan efek fase diskrit pada kontinum (pendekatan gabungan atau "*two way coupling*"). Dalam pendekatan gabungan, pola aliran fase kontinu dipengaruhi oleh fase diskrit (dan sebaliknya). Sehingga perhitungan fase kontinu dan persamaan fase diskrit dapat dilakukan secara terpisah hingga solusi gabungan terkonvergensi tercapai.

Penelitian mengenai permodelan gerak partikel padat khususnya mengenai erosi telah banyak dilakukan. Pendekatan model multifasa yang umum digunakan yaitu *particle transport model*. Karena model *particle transport* lebih fleksibel untuk digunakan pada sistem dengan perbedaan ukuran partikel yang cukup signifikan dan model ini juga dapat memperlihatkan informasi yang lebih detail terkait kelakuan dan *residence time* partikel. (Azimian, 2013)

Model *Eularian-Lagrangian* banyak digunakan untuk studi erosi pada alat yang berhubungan dengan campuran antara solid-liquid, seperti pada sistem perpipaan. Studi mengenai erosi menggunakan metode *Computational Fluid Dynamics* (CFD) pada sistem perpipaan telah dilakukan oleh Gary Brown pada tahun 2006 melalui pendekatan *Eularian-Lagrangian*, dengan menggunakan *Finnie's erosion model* dengan *a One-Way coupling*. (Brown, 2006)

Pada tahun 2010, Samy M.El-Behery et al juga melakukan studi mengenai erosi oleh pasir pada sistem perpipaan dengan metode CFD. Samy menggunakan pendekatan *Eularian-Lagrangian* dan melakukan eksperimen sebagai validasi dari hasil simulasinya. Berdasarkan hasil simulasi dan validasi eksperimen tersebut untuk menghindari kegagalan maka kecepatan aliran harus dikurangi ketika rasio massa pasir, ukuran partikel pasir dan diameter pipa bertambah. (El-Behery, 2010)

II.4.3 Erosion Model

Ketika *Discrete Phase Model* (DPM) digabungkan dengan fase kontinyu, erosi partikel dan laju akselerasi dapat dihitung dan diobservasi pada *wall boundaries*. Laju erosi pada model ini dapat didefinisikan sebagai berikut:

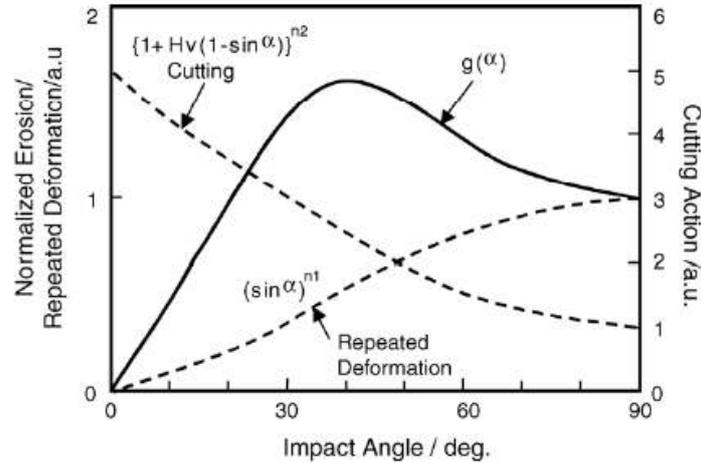
$$E_{erosion} = \sum_{p=1}^{N_{particles}} \frac{\dot{m}_p C(d_p) f(\alpha) v^{b(v)}}{A_{face}} \quad (2.10)$$

Dimana, $C(d_p)$ adalah fungsi dari diameter partikel, α adalah sudut *impact* dari jalur partikel ke permukaan dinding, $f(\alpha)$ adalah fungsi dari sudut *impact*, v adalah kecepatan relatif partikel, $b(v)$ adalah fungsi kecepatan relatif partikel dan A_{face} adalah luasan permukaan sel pada dinding. C , f dan b didefinisikan sebagai *wall boundaries* dimana nilai tetap nya adalah $1,8 \times 10^{-9}$, 1 dan 0 secara berurut-turut. Persamaan laju erosi tersebut ditampilkan dalam satuan material yang hilang/(area-waktu), yang merupakan *mass flux*.

Selain *Fluent default erosion model*, terdapat beberapa model erosi lain telah diterima dalam skala industri yaitu *Finnie Erosion Model*, *McLaury Erosion Model* dan *Oka Erosion Model*. Selain keempat model yang telah disebutkan diatas, terdapat model erosi lain yang digunakan pada studi oleh Mehdi Azimian pada tahun 2013 yaitu *Grant-Tabakoff Model*. Keunikan pada model ini adalah adanya koefisien *particle restitution* sebagai parameter yang berpengaruh dan adanya koefisien *tangensial restitution* (R_T) sebagai salah satu parameter yang mempengaruhi laju erosi. Perubahan dari ukuran diameter dan ketinggian antara kedua *rotating zone* tidak berpengaruh pada simulasi. Pada *Finnie Erosion Model*, persamaan erosi dipengaruhi oleh laju *impact* dari partikel dan sudut *impact* partikel dan spesifik untuk kondisi tertentu. Sedangkan faktor *hardness* dari *wall material* dan fungsi diameter terhadap laju erosi hanya diberikan pada persamaan laju erosi oleh *Oka Erosion Model*. (Azimian, 2013)

Studi *Oka Erosion Model* dilakukan pada *erosion test rig* dengan lima jenis material yang berbahan metal, plastik dan keramik. Ukuran partikel pada studi ini adalah $326 \mu\text{m}$ dengan *impact angle* yang digunakan bervariasi dari 3° - 90° . Pada studi ini, pendekatan erosi dilakukan dengan memperhitungkan dua faktor yang mempengaruhi

yaitu akibat deformasi berulang dan *cutting action* yang didefinisikan dengan fungsi geometri.



Gambar II.1 Konsep erosi *Oka Erosion Model* akibat deformasi berulang dan *cutting actions*.

Pada model ini diasumikan bahwa parameter *impact angle* dan *material hardness* lebih efektif untuk diperhitungkan namun sulit untuk diprediksi karena banyaknya variasi dari ketergantungan *impact angle* terhadap dampak erosinya. Untuk mengatasi perhitungan *impact angle* tersebut maka digunakan $g(\alpha)$ yaitu rasio dari erosi pada berbagai sudut terhadap erosi pada sudut normalnya, E_{90} , sehingga persamaan laju erosi tersebut menjadi universal dan dapat digunakan pada berbagai kondisi. Sehingga besarnya erosi dapat ditulis menjadi,

$$E(\alpha) = g(\alpha) E_{90} \quad (2.11)$$

$g(\alpha)$ merupakan fungsi *impact angle* dari laju erosi yang dinormalisasi yang didefinisikan oleh dua fungsi trigonometri dengan nilai awal *material hardness*. Secara konseptual $g(\alpha)$ digambarkan pada Gambar II.1.

$$g(\alpha) = \sin \alpha^{n_1} ((1 + Hv)(1 - \sin \alpha))^{n_2} \quad (2.12)$$

$$E_{90} = K(Hv)^{k_1} \left(\frac{V}{V_{ref}} \right)^{k_2} \left(\frac{d}{d_{ref}} \right)^{k_3} \quad (2.13)$$

Dimana k_1 , k_2 dan k_3 adalah faktor eksponen dan K adalah *property factor* dari material. V dan V_{ref} adalah kecepatan *impact* dari partikel dan referensi kecepatan *impact* dari partikel. d adalah diameter partikel dan d_{ref} adalah referensi diameter partikel. Semua konstanta pada persamaan (2.11-2.13) telah diatur untuk memenuhi sistem *sand-steel* sesuai dengan hasil eksperimen oleh Oka. Berikut adalah nilai konstanta dari *Oka Erosion Model* untuk sistem *Sand-Steel*:

Tabel II.1 Data Konstanta *Oka Erosion Model* Sistem *Sand-Steel*

E_{90}	$6,154 \cdot 10^{-4}$
H_v	1,8 GPa
n_1	0,8
n_2	1,3
K	65
k_1	-0,112
k_2	2,35
k_3	0,19
d_{ref}	326 μm
v_{ref}	104 m/s

(Oka, 2005)

BAB III

METODOLOGI PENELITIAN

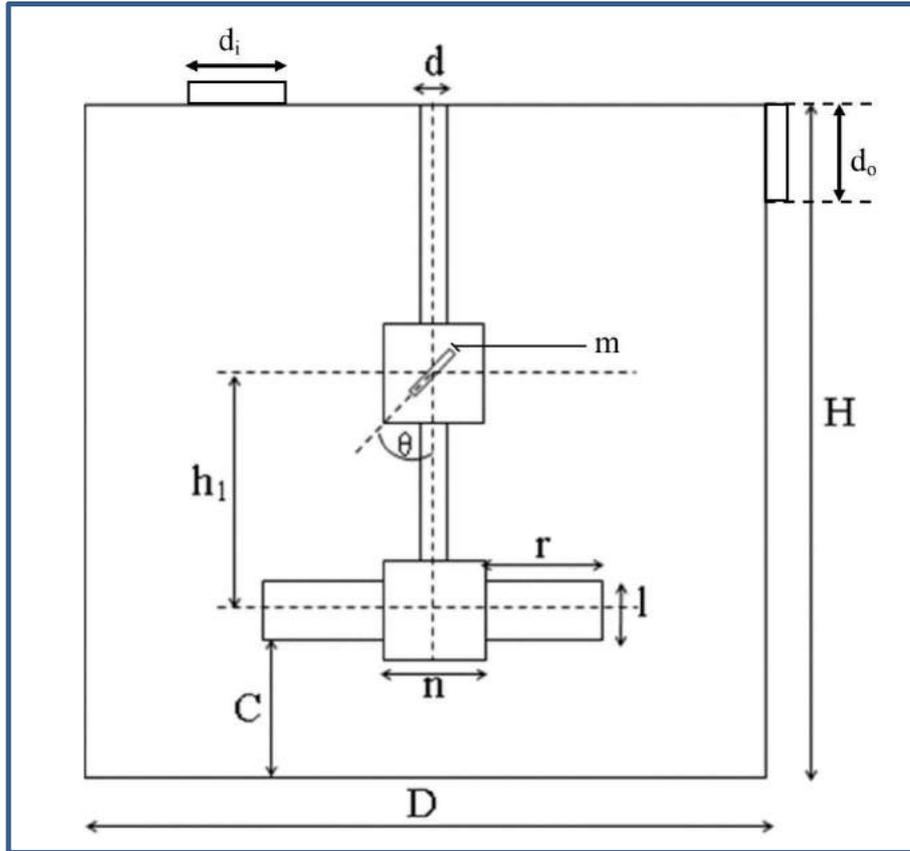
Proses pembuatan sistem dalam penelitian ini menggunakan piranti lunak ANSYS® 18.2 *Academic Package*. Untuk permodelan geometri digunakan *DesignModeller*® dengan penentuan *grid* dan jumlah *node* menggunakan *Meshing*® dan perhitungan iterasi simulasi CFD menggunakan FLUENT®

III.1 Sistem yang Dipelajari

Sistem yang digunakan dalam penelitian pencampuran batuan fosfat dan asam sulfat ini adalah tangki silinder dengan dasar datar (*flat bottomed cylindrical tank*) seperti yang ditunjukkan pada Gambar III.1. Tangki Fosfat diasumsikan berbahan *carbon steel* dengan massa jenis bahan 7850kg/m^3 . *Double Paddle Blade Impeller* digunakan pada tangki ini seperti ditunjukkan Gambar III.2. Dimensi tangki dan *impeller* ditunjukkan pada Tabel III.1.

Tabel III.1 Dimensi Tangki dan *Impeller*

Dimensi	Ukuran
Diameter tangki (D)	8830 mm
Diameter <i>Shaft</i> (d)	457,2 mm
Tinggi Tangki (H)	8830 mm
Jarak <i>Clearance</i> (C)	835 mm
Jarak antar <i>Impeller</i> (h_1)	3780 mm
Jari-jari <i>Impeller</i> (r)	1560 mm
Lebar <i>Impeller</i> (l)	750 mm
Tebal <i>Impeller</i> (m)	10 mm
Sudut <i>Impeller</i> (θ)	45°
Lebar <i>hub</i> (n)	1300 mm
Diameter <i>Inlet</i> (d_i)	500 mm
Diameter <i>Outlet</i> (d_o)	500 mm



Gambar III.1 Dimensi tangki silinder

Tabel III.2 Spesifikasi Asam Sulfat yang Digunakan

Jenis	Asam Sulfat
Konsentrasi	60%
Densitas (kg/m^3)	1495
Viskositas (kg/m.s)	$5,5 \times 10^{-3}$
<i>Flow rate</i> (kg/s)	445,2
Fraksi volum	0,955

Tabel III.3 Spesifikasi Padatan Phosphat yang Digunakan

Jenis	Phosphat (s)
Densitas (kg/m^3)	1762
<i>Flow rate</i> (kg/s)	24,583
Fraksi volum	0,045

III.2. Prosedur Simulasi CFD

Simulasi yang dilakukan melalui beberapa tahapan proses yaitu *Pre-Processing*, *Solving* dan *Post Processing*.

a) Tahapan *Pre-Processing*

Geometri dan meshing menggunakan *software DesignModeller*[®]

1. Membuat model geometri
2. Membuat *grid* menggunakan *Meshing*[®] untuk *stationary zone* dan *rotating (moving) zone* untuk aliran fluida, dan mendefinisikan *boundary condition*. *Skewness* adalah salah satu ukuran kualitas utama untuk *mesh*. *Skewness* menentukan seberapa dekat dengan idealnya suatu *cell*.

Tabel III.4 Detail Pengaturan *Grid*

Statistic	Moving Zone Atas	Moving Zone Bawah	Static Zone
Meshing Type	Hexahedron	Hexahedron	Hexahedron
Nodes	131890	123121	1332455
Elements	123200	114544	1235452
Skewness rata-rata	0,163	$3,228 \cdot 10^{-2}$	$7,328 \cdot 10^{-3}$

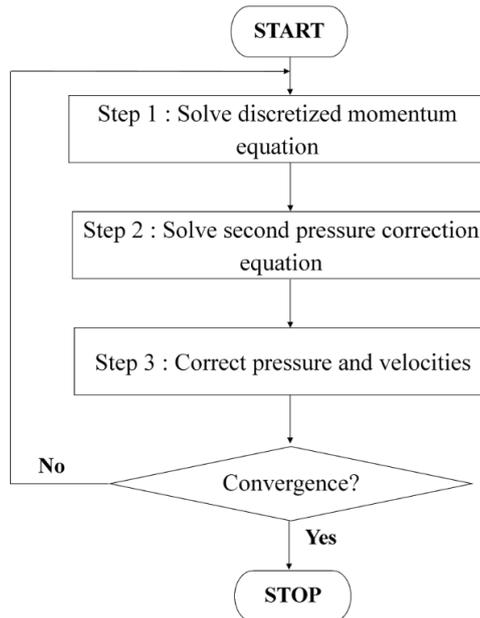
b) Tahapan *Solving*

Pada tahapan ini simulasi dijalankan dengan sistem *unsteady state*. Untuk penyelesaian permodelan multifasa digunakan pendekatan *Euler-Euler* sedangkan dalam penyelesaian fasa diskrit dan permodelan erosi digunakan pendekatan *Eularian-Lagrangian*.

- Permodelan Multifasa
1. Membaca *mesh* dari *stationary zone* kemudian melakukan *append case* untuk membaca dan menggabungkan dengan *moving zone*
 2. Memilih persamaan yang akan digunakan, yaitu *k-ε Realizable* untuk memodelkan turbulensi pada aliran fluida
 3. Mengaktifkan persamaan *Eularian* sebagai permodelan multifasa dan mengatur set interaksi antar fasa.
 4. Mendefinisikan material dan domain yang akan digunakan dalam simulasi
 5. Mendefinisikan zona bergerak dan zona statis dengan menggunakan permodelan *Moving Frame References (MRF)*

6. Menentukan kondisi operasi dan kondisi batas pada sistem yang diuji dalam FLUENT®
7. Mengatur penyelesaian parameter-parameter yang mengontrol yaitu *solution method* dan *solution control*.
8. Menghitung penyelesaian berdasarkan perhitungan matematis pada program *fluent* yang telah dikontrol.
9. Membuat bidang pengamatan dan mengatur *solution animation*
10. Melakukan langkah-langkah diatas untuk variabel pengamatan
 - Permodelan erosi dan fase diskrit
1. Membaca *mesh* dari *stationary zone* kemudian melakukan *append case* untuk membaca dan menggabungkan dengan *moving zone*
2. Memilih persamaan yang akan digunakan, yaitu *k-ε Realizable* untuk memodelkan turbulensi pada aliran fluida
3. Mengaktifkan *Dense Discrete Phase Model (DDPM)* untuk menyelesaikan persamaan *multiphase* dan solusi fase *discrete*.
4. Mengaktifkan *two way coupling* untuk interaksi dengan fase kontinu untuk mengaktifkan perhitungan laju erosi partikel.
5. Membuat *input* injeksi pada *surface inlet* yang terdapat pada bagian atas tangki pengaduk dan mengatur kecepatan aliran, domain dan diameter partikel injeksi sesuai dengan data.
6. Mendefinisikan material dan domain yang akan digunakan dalam simulasi
7. Mendefinisikan zona bergerak dan zona statis dengan menggunakan permodelan *Moving Frame References (MRF)*
8. Menentukan kondisi operasi, kondisi batas dan mengatur set persamaan *Oka Erosion Model* pada *wall material* yang diuji dalam FLUENT.
9. Mengatur penyelesaian parameter-parameter yang mengontrol yaitu *solution method* dan *solution control*.
10. Menghitung penyelesaian berdasarkan perhitungan matematis pada program *fluent* yang telah dikontrol.
11. Membuat bidang pengamatan dan mengatur *solution animation*
12. Melakukan langkah-langkah diatas untuk variabel pengamatan

Flowchart proses iterasi SIMPLE dapat dilihat sebagai berikut:



Gambar III.2 Flowchart Proses Iterasi SIMPLE

- Tahapan *Post-Processing*
 1. Memperoleh hasil simulasi berupa gambar dan data yang telah diatur sesuai bidang pengamatan
 2. Menganalisa gambar dan data.

III.3. Variabel Percobaan

Variabel yang digunakan dalam sistem yang dipelajari adalah:

1. Variable ketinggian clearance:
 - a) 0,1 D
 - b) 0,13 D
 - c) 0,16 D
2. Variabel diameter partikel:
 - a) 150 μm
 - b) 200 μm

III.4. Kondisi Batas

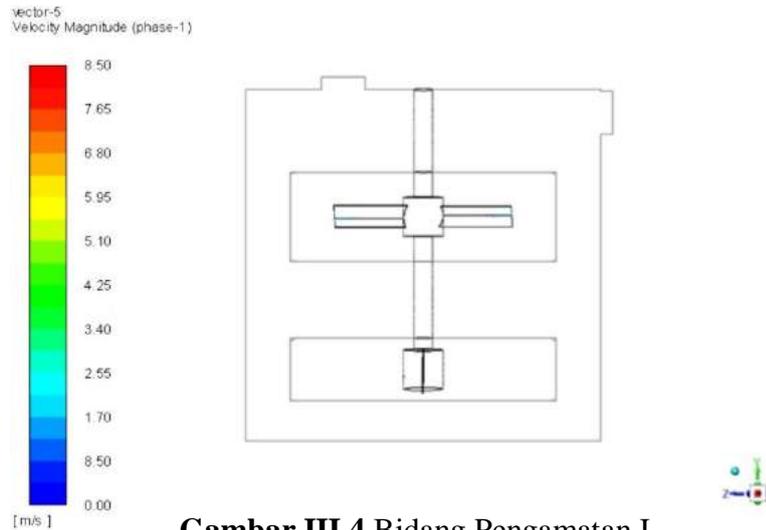
Kondisi batas yang digunakan untuk sistem yang dipelajari antara lain:

1. Dinding tangki dan dasar tangki dianggap sebagai *wall* dimana *interface*-nya dengan *liquida* didekati dengan *no slip condition*.
2. *Shear stress* pada dinding didekati dengan model *standard wall function*.
3. Poros pengaduk (*shaft*) dianggap sebagai *impermeable moving wall*.
4. Permukaan *liquid* didefinisikan simetri.
5. Zona *interface* dibagi menjadi dua, *interface moving* dan *interface stationary*.
6. *Impeller* digambarkan seperti bentuk aslinya, dianggap sebagai *moving wall* dimana *interface*-nya dengan *liquida* didekati dengan *no slip condition*.
7. *Interface* antara permukaan *liquida* dengan udara luar didekati dengan kondisi *no shear* dan dianggap datar.
8. Penggunaan *impeller* dimodelkan dengan *MRF (Moving Reference Frame)*.
9. Fluida dibagi menjadi tiga bagian, yaitu zona diam (*stationary zone*), zona bergerak bagian atas (*upper moving zone*) dan zona bergerak bagian bawah (*lower moving zone*)
10. *Surface inlet* didefinisikan sebagai *velocity inlet*, dimana partikel fosfat dan asam sulfat akan diinjeksikan.
11. *Surface outlet* didefinisikan sebagai *outflow*, dimana hasil campuran akan keluar dari tangki. *Surface outlet* dikondisikan bertipe *escape* dimana perhitungan lintasan partikel yang melewati *surface* ini akan dihentikan.
12. Dinding tangki dan dasar tangki didefinisikan sebagai *static wall* dan dikondisikan bertipe *reflect* dimana partikel akan dipantulkan pada permukaannya dan dihitung perubahan momentumnya.
13. Ukuran padatan fosfat seragam dan tetap selama simulasi.
14. Simulasi berlangsung secara kontinyu.
15. Reaksi yang terjadi dalam digester diabaikan.

III.5. Bidang Pengamatan

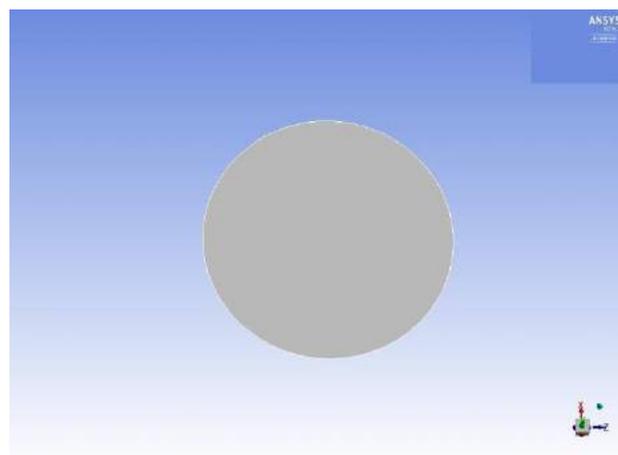
Terdapat lima bidang yang diamati pada penelitian ini seperti yang ditunjukkan oleh gambar-gambar dibawah ini. Bidang pengamatan yang ditunjukkan oleh Gambar III.4 yang digambarkan sebagai bidang pengamatan I merupakan bidang vertikal yang

memotong *impeller* dan tangki pegaduk secara simetri melalui sumbu y-z yang dapat dilihat pada gambar dibawah ini. Gambar tersebut akan digunakan dalam melakukan analisa untuk menentukan pola alir pada tangki , menganalisa medan kecepatan aliran pada tangki dan menganalisa distribusi partikel pada tangki.



Gambar III.4 Bidang Pengamatan I

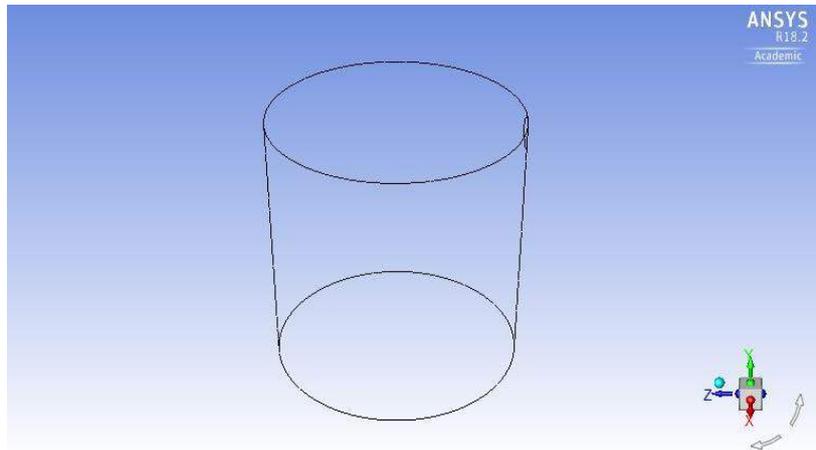
Sedangkan bidang pengamatan yang ditunjukkan oleh Gambar III.5 yang digambarkan sebagai bidang pengamatan II adalah bidang pengamatan horizontal yang melalui sumbu x-z yang merupakan gambaran dari dasar tangki yang akan digunakan untuk analisa distribusi partikel dan laju erosi partikel.



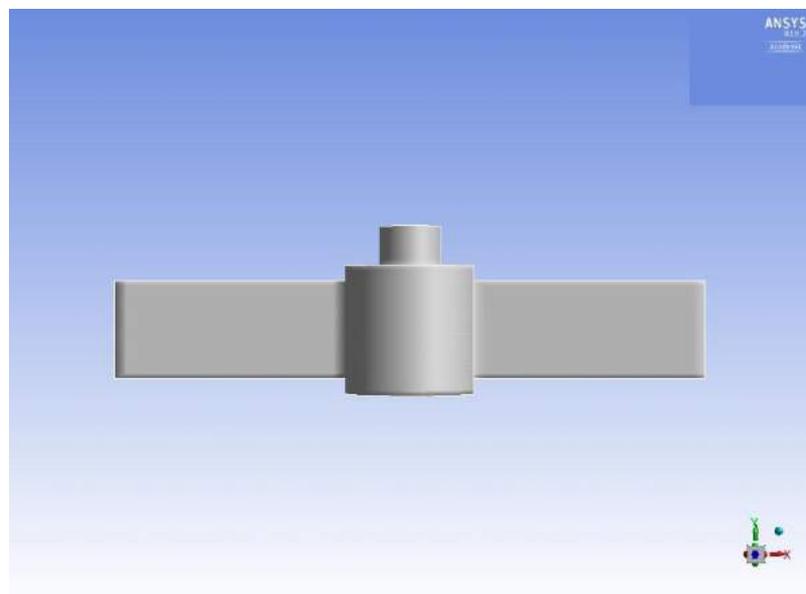
Gambar III.5 Bidang Pengamatan II

Gambar III.6 yang digambarkan sebagai bidang pengamatan III adalah bidang pengamatan secara axial yang menggambarkan dinding tangki secara 3 dimensi.

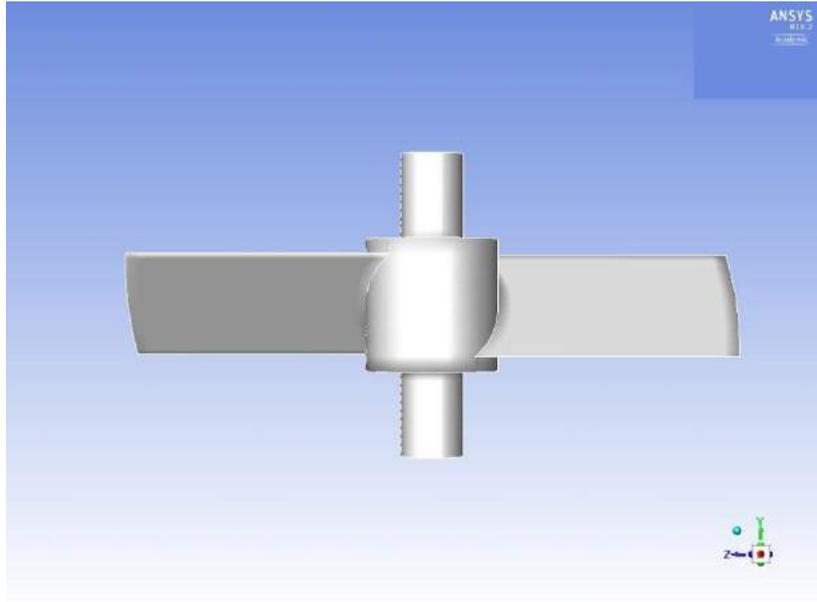
Sedangkan Gambar III.7 yang digambarkan sebagai bidang pengamatan IV dan Gambar III.8 yang digambarkan sebagai bidang pengamatan V merupakan bidang pengamatan secara aksial yang menggambarkan *blade* bawah dan *blade* atas *impeller*. Ketiga gambar ini akan digunakan dalam analisa laju erosi partikel.



Gambar III.6 Bidang Pengamatan III



Gambar III.7 Bidang Pengamatan IV



Gambar III.8 Bidang Pengamatan V

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB IV

HASIL DAN PEMBAHASAN

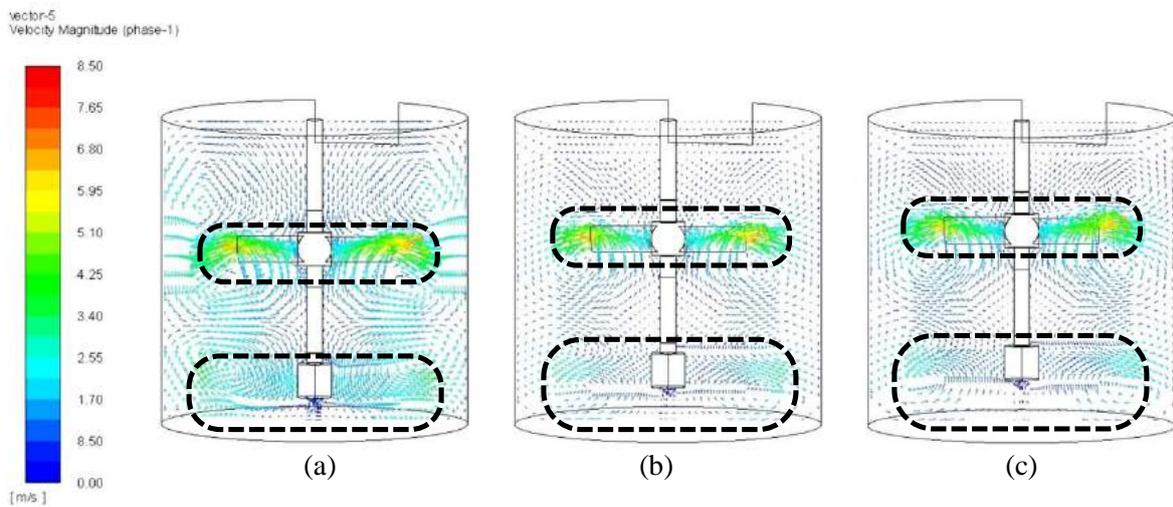
Data yang didapatkan dari penelitian ini diperoleh melalui simulasi *Computational Fluid Dynamics (CFD)* dengan menggunakan *software* FLUENT 18.2. Simulasi dilakukan secara *steady dan unsteady state* dengan menggunakan persamaan *Realizable k-ε* untuk memodelkan turbulensi pada tangki dan *Dense Discrete Phase Model (DDPM) coupled* dengan *continuous phase* untuk memodelkan fase diskrit dan erosi pada dinding batas di area tertentu. Simulasi ini menggunakan *Oka Erosion model* untuk memprediksi laju erosi dari partikel dalam fluida. Simulasi dilakukan dengan variable *clearance* $C/T = 0,1; 0,13$ dan $0,16$ dan variable diameter partikel $150\mu\text{m}$ dan $200\mu\text{m}$.

IV.1 Identifikasi Pola Alir

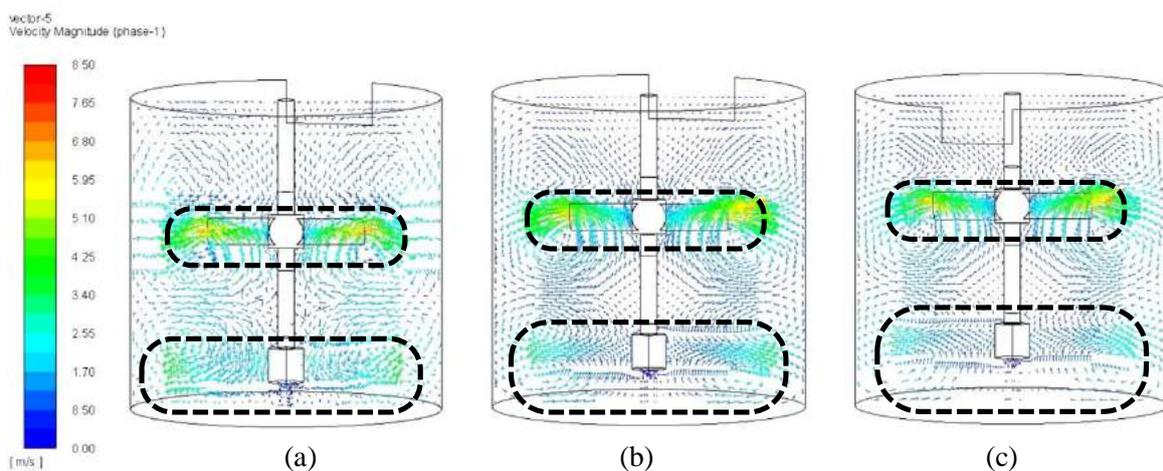
Pada penelitian ini digunakan dua buah *impeller* yaitu *Flat Blade Paddle* dan 45° *Pitched Blade Paddle*. *Flat Paddle* merupakan jenis *Impeller* yang umumnya menghasilkan pola aliran radial dan tangensial. Sedangkan *Pitched Blade Paddle* dapat menghasilkan pola alir radial, tangensial, maupun aksial bergantung pada viskositas larutan, *Reynold's Number* aliran dan sudut dari *blade*. Aliran fluida yang berjenis radial dalam tangki berpengaduk menghasilkan aliran keluar yang berpusat dari *tip impeller*, kemudian aliran tersebut menyimpang menghasilkan sudut turun ke bawah dan ke luar. Aliran fluida kemudian bergerak keatas sepanjang dinding tangki, kemudian bergerak masuk menuju *impeller* menutup sirkulasi *loop*. Realitanya terkadang terdapat *stagnant zone* atau *dead zone* maupun pola aliran lain yang terbentuk di sekitar tangki dimana kemunculan pola aliran tersebut tidak beraturan. Pola alir tersebut dipengaruhi beberapa faktor antara lain kecepatan putar *impeller*, geometri tangki dan *impeller* serta jenis *impeller*. Pola aliran ini sangat menarik untuk dipelajari karena dengan adanya variasi pola alir yang terjadi, menunjukkan ketidakstabilan dalam suatu pengadukan.

Gambar IV.1 dan Gambar IV.2 menampilkan *velocity magnitude* dalam bentuk plot vektor pada bidang z-y pada tangki dengan jarak *clearance* $0,1T; 0,13T$ dan $0,16T$ untuk sistem dengan diameter partikel $150\mu\text{m}$ dan $200\mu\text{m}$. Gambar IV.1 menunjukkan bahwa ketiga tangki dengan diameter partikel $150\mu\text{m}$ memiliki pola aliran yang sama yaitu berjenis radial pada setiap *impeller*-nya. Aliran liquida meninggalkan *impeller*

dengan arah radial membentuk *loop circulation* kearah luar dan kedalam. Pola alir radial yang dihasilkan ini umumnya menyebabkan *shear rate* yang besar disekitar *impeller*. Pola alir radial juga terbentuk pada sistem dengan diameter partikel $200\mu\text{m}$ seperti yang terlihat pada Gambar IV.2. Dapat diamati pada kedua gambar bahwa kecepatan terbesar terdapat pada *impeller tip*. *Dead zones* yang terbentuk dalam tangki pada Gambar IV.1 dan Gambar IV.2 relatif kecil dan terletak dibagian ujung tangki. Pengamatan *stagnant zone* dengan kontur kecepatan seperti ini juga telah dilakukan oleh L.Khamar dan K. Samrane pada tahun 2016. Hal ini menunjukkan bahwa aliran dalam kedua sistem tangki memiliki sirkulasi yang baik.



Gambar IV.1 Vektor *velocity* Bidang z-y pada tangki dengan $d_p = 150\mu\text{m}$ dan (a) jarak *clearance* $0,1T$ (b) jarak *clearance* $0,13T$ dan (c) jarak *clearance* $0,16T$.



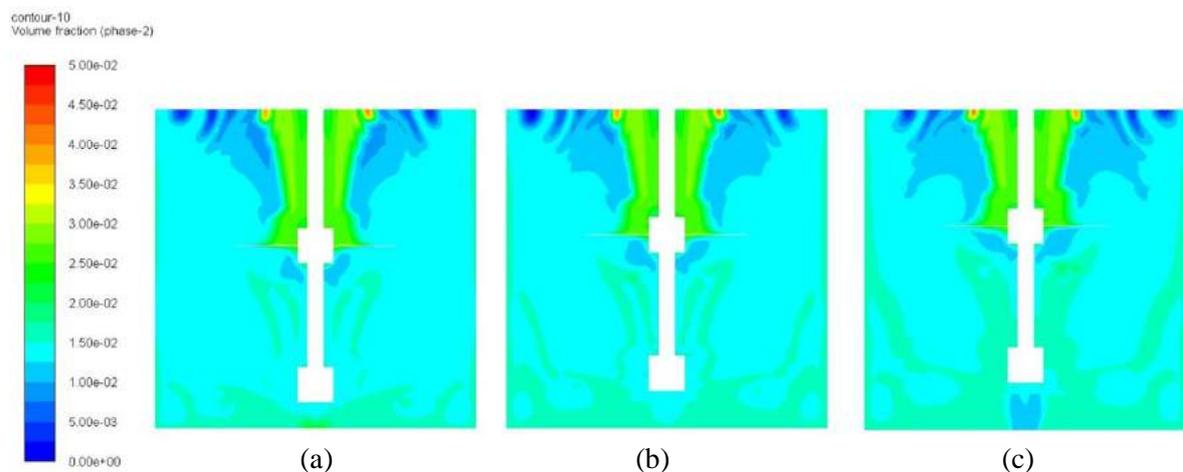
Gambar IV.2 Vektor *velocity* Bidang z-y pada tangki dengan $d_p = 200\mu\text{m}$ dan (a) jarak *clearance* $0,1T$ (b) jarak *clearance* $0,13T$ dan (c) jarak *clearance* $0,16T$.

Apabila diamati pada gambar IV.1(a) , kecepatan *discharged impeller* pada *blade* bawah dan atas cukup besar dan nilai kecepatan ini semakin turun seperti yang terlihat dari Gambar IV.1(b) dan Gambar IV.1(c). Dapat diamati pula, tangki dengan jarak *clearance* $0,1T$ memiliki kecepatan aliran pada dasar tangki yang lebih besar daripada kecepatan aliran di dasar tangki dengan jarak *clearance* $0,13T$ dan $0,16T$. Hal ini disebabkan karena bagian dasar tangki terkena pengaruh yang lebih besar oleh kecepatan aliran *discharged impeller*. Hal ini menunjukkan bahwa geometri tangki berpengaruh terhadap pola aliran dalam tangki.

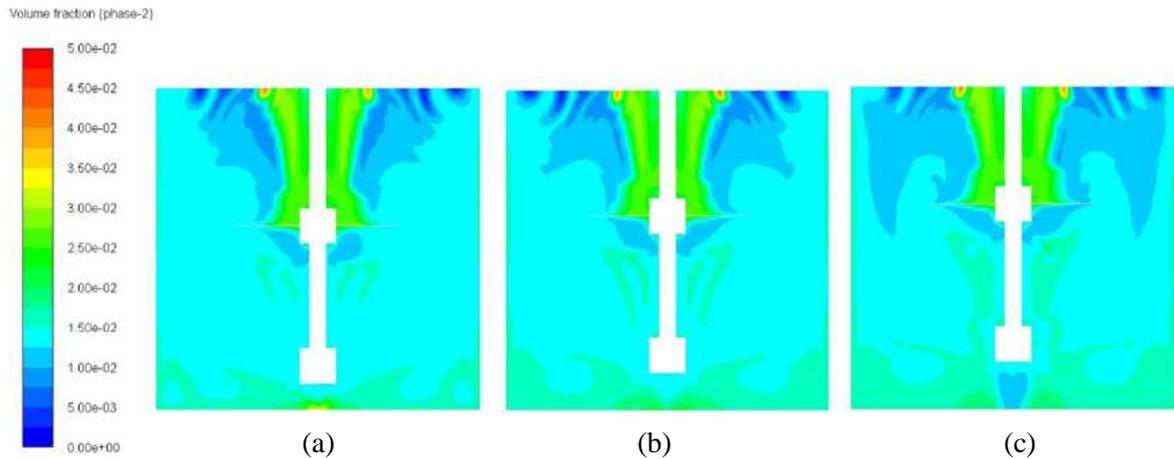
Seperti fenomena pada tangki dengan $d_p = 150\mu\text{m}$, pada Gambar IV.4 diamati bahwa kecepatan aliran *discharged impeller* pada *blade* bawah dan atas cukup besar dan nilai kecepatan ini semakin berkurang dengan naiknya jarak *clearance* seperti yang ditunjukkan pada Gambar IV.2(a), (b) dan (c). Apabila dibandingkan antara gambar IV.1 dan IV.2 , semakin besar diameter partikel maka medan kecepatan aliran juga semakin besar. Pengaruh antara diameter partikel terhadap besarnya kecepatan aliran terlihat jelas pada tangki dengan jarak *clearance* yang kecil. Namun, semakin besar jarak *clearance*, pengaruh antara diameter partikel terhadap kecepatan aliran semakin berkurang.

IV.2 Analisa Persebaran Partikel

Gambar IV.3 dan Gambar IV.4 dibawah ini adalah gambaran persebaran partikel yang diamati pada bidang z-y pada tangki dengan jarak *clearance* $0,1T$; $0,13 T$ dan $0,16T$ untuk sistem dengan diameter partikel $150\mu\text{m}$ dan $200\mu\text{m}$.



Gambar IV.3 Persebaran partikel pada bidang z-y pada tangki dengan $d_p = 150\mu\text{m}$ dan (a) jarak *clearance* $0,1T$ (b) jarak *clearance* $0,13T$ dan (c) jarak *clearance* $0,16T$.

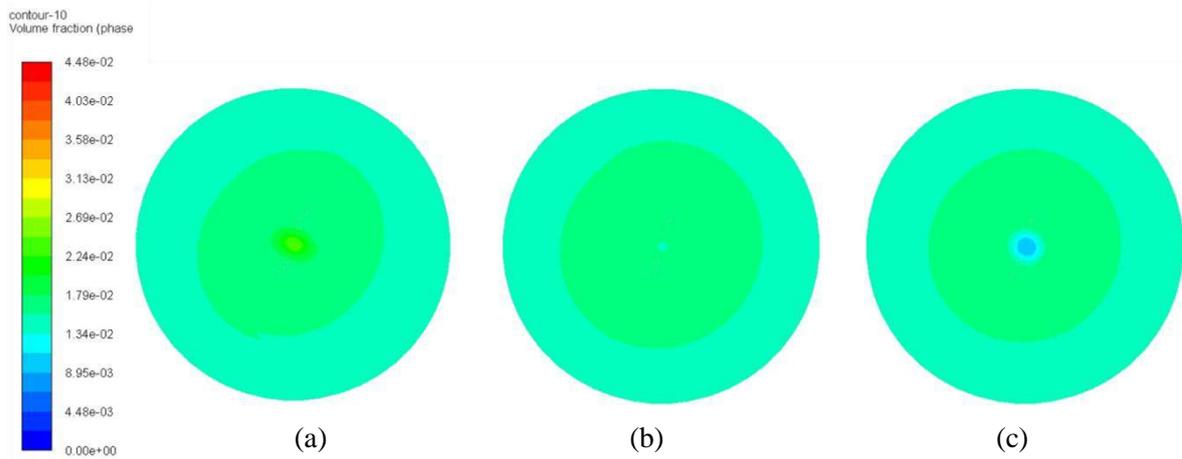


Gambar IV.4 Persebaran partikel pada bidang z-y pada tangki dengan $d_p = 200\mu\text{m}$ dan (a) jarak *clearance* $0,1T$ (b) jarak *clearance* $0,13T$ dan (c) jarak *clearance* $0,16T$.

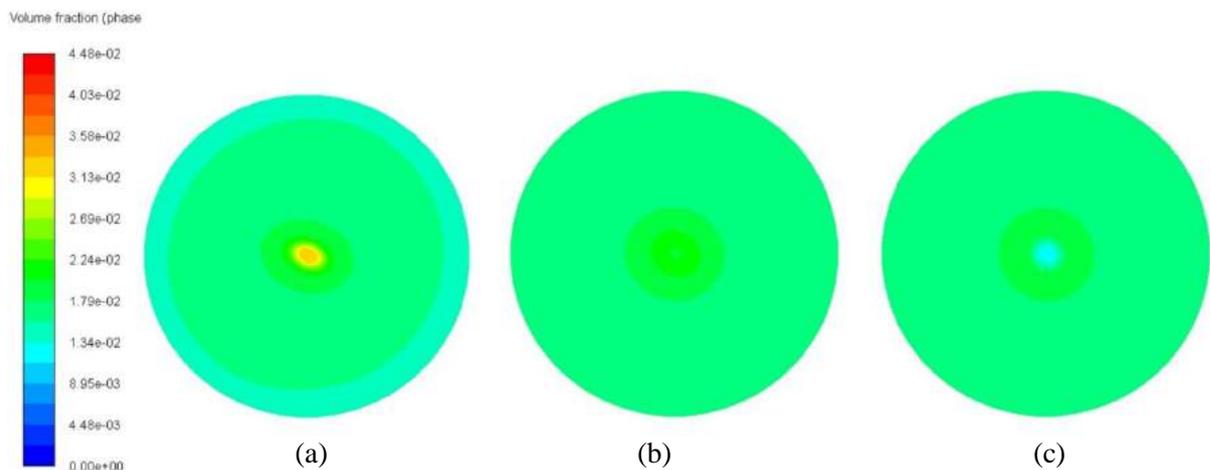
Partikel yang diinjeksikan melalui *inlet* yang berada pada bagian atas tangki turun kebawah melewati *blade* atas kemudian berputar sesuai aliran dalam tangki dan tersebar bersama fluida. Aliran dalam tangki tersebut bergerak secara radial dan naik sehingga dapat keluar melalui *outlet* yang terdapat pada sisi bagian atas pada *wall* tangki. Kontur persebaran partikel pada tangki dengan jarak *clearance* yang berbeda akan berbeda pula seperti yang dapat diamati pada Gambar IV.3 dan Gambar IV.4. Pada Gambar IV.3(a), sebagian besar partikel terakumulasi pada bagian bawah tangki dan bagian atas tangki dekat *inlet* akibab injeksi partikel solid. Persebaran partikel ini terlihat tidak merata dan terfokus pada bagian tertentu saja. Persebaran partikel semakin merata dan partikel yang terakumulasi pada bagian bawah tangki mulai berkurang dengan naiknya jarak *clearance* (Lihat Gambar IV.3(b) dan Gambar IV.3(c)). Gambar distribusi partikel yang terlihat melalui bidang x-y pada dasar tangki dengan diameter partikel $150\mu\text{m}$ dan $200\mu\text{m}$ dapat diamati pada Gambar IV.5 dan Gambar IV.6. Sedangkan data kuantitatif mengenai persebaran partikel pada bagian bawah tangki dapat diamati pada Tabel IV.1 berikut.

Tabel IV.1 Data Fraksi Volum Partikel pada Dasar Tangki

Tangki	Fraksi Volume Partikel	
	$d_p=150\mu\text{m}$	$d_p=200\mu\text{m}$
I (C/T= 0,1)	0,0172	0,0199
II (C/T= 0,13)	0,016	0,0177
III (C/T= 0,16)	0,0152	0,0166



Gambar IV.5 Persebaran partikel pada dasar tangki dengan $d_p = 150\mu\text{m}$ dan (a) jarak *clearance* $0,1T$ (b) jarak *clearance* $0,13T$ dan (c) jarak *clearance* $0,16T$



Gambar IV.6 Persebaran partikel pada dasar tangki dengan $d_p = 200\mu\text{m}$ dan (a) jarak *clearance* $0,1T$ (b) jarak *clearance* $0,13T$ dan (c) jarak *clearance* $0,16T$

Fraksi volum partikel melambangkan besarnya akumulasi/jumlah partikel yang dihitung pada area tertentu. Berdasarkan tabel diatas fraksi volum partikel pada bagian dasar tangki dengan diameter partikel $150\mu\text{m}$ mengalami penurunan dari 0,0172 hingga 0,0152 seiring dengan naiknya jarak *clearance*. Sehingga dapat dibuktikan secara kuantitatif bahwa akumulasi partikel pada bagian dasar tangki akan semakin berkurang dengan naiknya *clearance*.

Fenomena yang sama terjadi pada tangki dengan diameter partikel $200\mu\text{m}$. Gambar IV.5 dan Gambar IV.6 menunjukkan bahwa akumulasi partikel pada bagian bawah tangki akan semakin berkurang dengan naiknya jarak *clearance*. Persebaran

partikel terlihat tidak merata dan terpusat pada bagian bawah tangki dan bagian atas tangki dekat *inlet*. Dengan naiknya jarak *clearance* maka distribusi partikel akan semakin merata. Hal ini dikuatkan dengan data pada Tabel IV.1. Fraksi volum partikel pada dasar tangki mengalami penurunan dari 0,0199 hingga 0,0166 seiring dari naiknya jarak *clearance* dari 0,1*T* hingga 0,16*T*. Berdasarkan Tabel IV.1 pula didapatkan hubungan antara diameter partikel dengan persebaran partikel. Nilai fraksi volum pada dasar tangki akan lebih besar pada diameter partikel yang lebih besar walaupun kedua tangki memiliki jarak *clearance* yang sama. Semakin besar diameter/ukuran partikel, maka partikel akan mengalami kecenderungan lebih besar untuk terakumulasi di bagian dasar tangki dan mengalami persebaran yang tidak merata.

Dalam prakteknya, persebaran partikel pada tangki dengan aliran fluida radial dapat dimaksimalkan dengan pemasangan *baffle* pada tangki. Adanya *baffle* pada tangki dapat mengakibatkan aliran fluida berubah menjadi aksial dan memungkinkan partikel untuk terdorong naik keatas dan memungkinkan kecilnya jumlah partikel yang terkonsentrasi pada bagian bawah tangki. Sehingga distribusi partikel menjadi lebih baik.

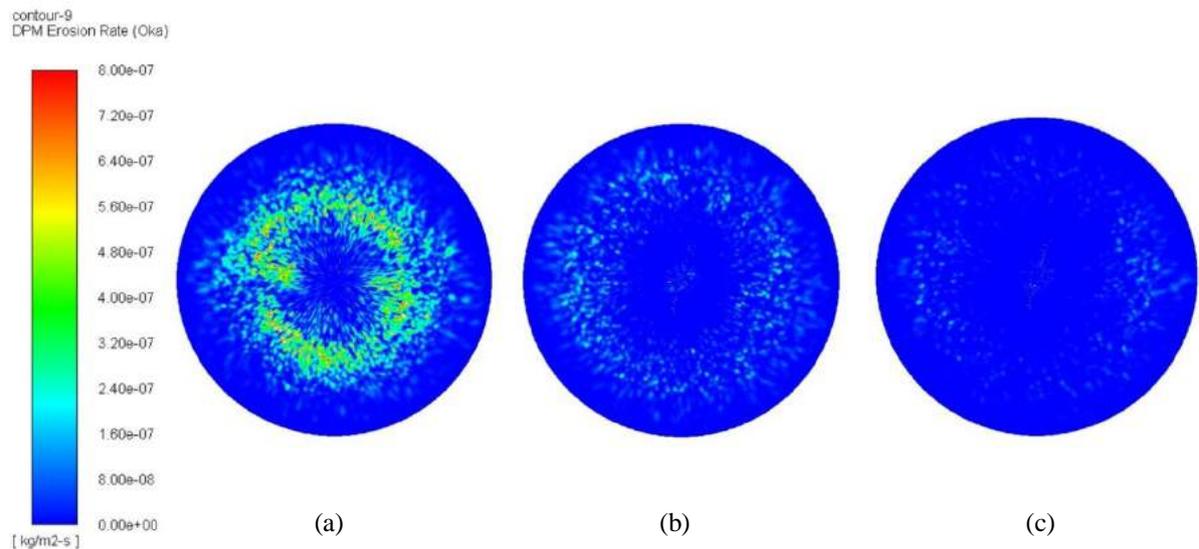
IV.3 Analisa Erosi Partikel

Analisa Erosi Partikel didasarkan pada hasil pengamatan laju erosi partikel yang dihitung menggunakan permodelan *Oka erosion model* dengan persamaan (2.12) yang dilakukan pada area dasar tangki, *wall* tangki dan juga *blade impeller*. Hasil laju erosi tersebut kemudian dibandingkan untuk setiap geometri tangki.

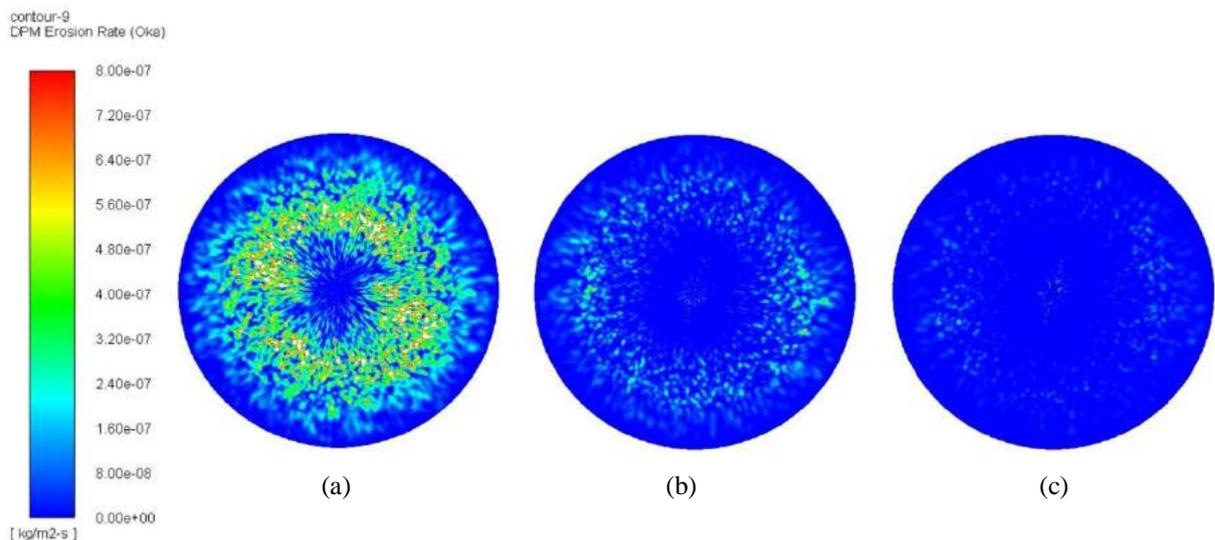
Jenis *wall material* yang digunakan pada penelitian kali ini adalah *carbon steel*. Dimana *carbon steel* memiliki *ductility* yang baik sehingga cukup fleksible dan *versatile* untuk digunakan alam banyak industri. *Carbon steel* juga memiliki *tensile strength* yang baik yang nilainya sekitar 345- to 485-MPa. Sedangkan Batuan fosfat yang digunakan pada penelitian ini umumnya berwarna putih, tidak memiliki bentuk cristal dan mempunyai tingkat kekerasan material *intermediate* dan berbentuk granul. Bentuk granul dari batuan fosfat ini memberikan dampak erosi yang lebih kecil dibandingkan batuan yang berbentuk tidak beraturan. (Perry, 1997)

IV.3.1. Erosi Partikel pada Bagian Dasar Tangki

Hasil perhitungan laju erosi rata-rata pada bagian bawah tangki ditampilkan pada Tabel IV.2. Sedangkan Gambar IV.7 dan Gambar IV.8 adalah gambar hasil laju erosi yang terbentuk di dasar tangki dengan variasi jarak *clearance* ($C/T = 0,1; 0,13$ dan $0,16$) oleh partikel dengan diameter $150\mu\text{m}$ dan $200\mu\text{m}$.



Gambar IV.7 Kontur laju erosi di bagian dasar tangki pada tangki dengan $d_p = 150\mu\text{m}$ dan (a) jarak *clearance* $0,1T$ (b) jarak *clearance* $0,13T$ dan (c) jarak *clearance* $0,16T$



Gambar IV.8 Kontur laju erosi di bagian dasar tangki dengan $d_p = 200\mu\text{m}$ dan (a) jarak *clearance* $0,1T$ (b) jarak *clearance* $0,13T$ dan (c) jarak *clearance* $0,16T$.

Tabel IV.2 Data Laju Erosi Rata-Rata Partikel pada Dasar Tangki

Tangki	Laju erosi rata-rata (mm/year)	
	$d_p=150\mu\text{m}$	$d_p=200\mu\text{m}$
I (C/T= 0,1)	0,423	0,464
II (C/T= 0,13)	0,0922	0,1092
III (C/T= 0,16)	0,046	0,054

Berdasarkan Gambar IV.7 dan Gambar IV.8 erosi pada bagian dasar tangki banyak teramati pada bagian bawah impeller tip dan luasan erosi semakin berkurang seiring dengan naiknya jarak *clearance*. Berdasarkan data pada Tabel IV.2, nilai laju erosi rata-rata pada tangki dengan diameter partikel $150\mu\text{m}$ semakin turun dari $0,423\text{mm/year}$ hingga $0,046\text{ mm/year}$ seiring dengan naiknya *clearance* tangki dari $0,1T$ hingga $0,16T$. Penurunan hingga 89,1% ini dapat disebabkan oleh beberapa faktor. Bila ditelisik dari persamaan (2.11) mengenai laju erosi oleh *Oka Erosion Model*, maka beberapa faktor yang mempengaruhi erosi diantaranya adalah kecepatan *impact* partikel dan diameter partikel. Namun, besarnya ukuran/diameter partikel tidak mempengaruhi pengaruh besarnya kecepatan *impact* partikel terhadap laju erosi, begitu pula sebaliknya. Berikut adalah data kecepatan partikel rata-rata pada dasar tangki yang ditampilkan pada Tabel IV.3.

Tabel IV.3 Data Kecepatan Rata-Rata Partikel pada Dasar Tangki

Tangki	Kecepatan rata-rata partikel (m/s)	
	$d_p=150\mu\text{m}$	$d_p=200\mu\text{m}$
I (C/T= 0,1)	1,349	1,431
II (C/T= 0,13)	0,966	1,038
III (C/T= 0,16)	0,738	0,752

Kecepatan partikel rata-rata pada bagian dasar tangki diperoleh dari perhitungan fase diskrit oleh DPM model pada tiap *cell* di area dasar tangki. Berdasarkan Tabel IV.3 diatas terdapat korelasi antara besarnya *clearance* dan kecepatan partikel rata-rata. Semakin besar *clearance* dari $0,1T$ hingga $0,16T$ maka kecepatan partikel rata-rata yang mengenai dasar tangki semakin kecil dari $1,349\text{m/s}$ hingga $0,738\text{m/s}$. Penurunan kecepatan partikel yang mengenai dasar tangki ini sebanding dengan laju erosi pada dasar tangki. Sehingga semakin kecil kecepatan partikel yang menumbuk dasar tangki maka

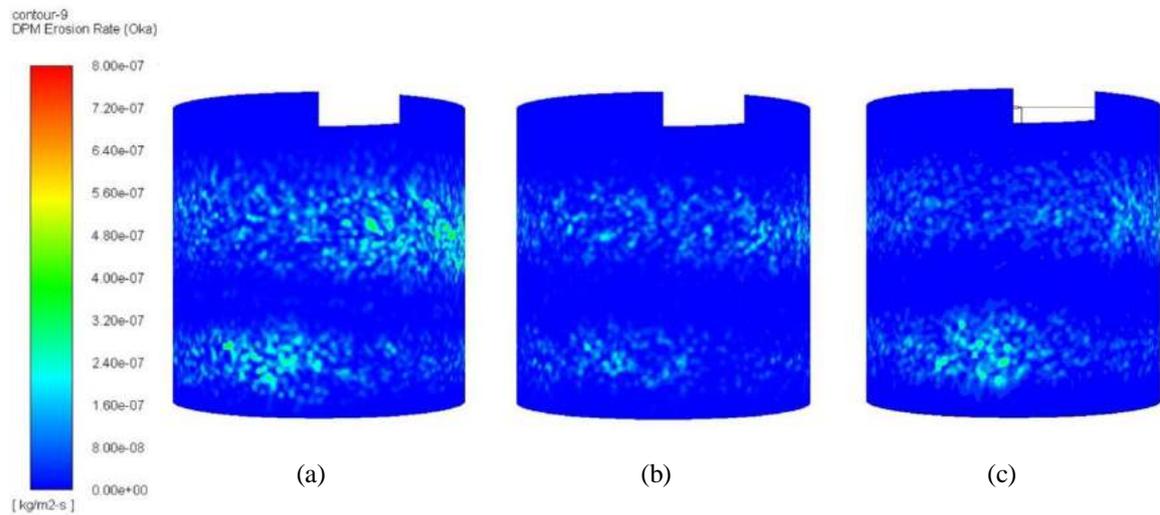
laju erosi yang terjadi akan semakin kecil pula. Besarnya kecepatan aliran pada daerah dasar tangki dapat juga diamati pada Gambar IV.1 dan Gambar IV.2.

Fenomena turunnya laju erosi partikel pada dasar tangki dengan naiknya *clearance* pada tangki pada diameter partikel 150 μm juga terjadi pada tangki dengan diameter partikel 200 μm . Gambar IV.8 menunjukkan bahwa laju erosi pada tangki dengan *clearance* 0,1*T* lebih besar dibanding laju erosi pada tangki dengan *clearance* 0,13*T* dan 0,16*T*. Penurunan nilai laju erosi pada tangki dengan diameter partikel 200 μm mencapai 88,3%. Data kecepatan rata-rata partikel pada Tabel IV.3 juga menunjukkan pola hubungan yang sama yaitu semakin naik jarak *clearance* maka kecepatan partikel yang menumbuk dasar tangki akan semakin kecil dan laju erosi berkurang. Apabila dibandingkan terhadap fungsi diameternya (Lihat Gambar IV.7 dan Gambar IV.8) *surface area* yang terkena dampak laju erosi pada tangki dengan diameter partikel 200 μm lebih luas dibanding tangki dengan diameter partikel 150 μm . Semakin besar diameter/ukuran partikel maka laju erosi partikel akan semakin besar walaupun jarak *clearance* tangki sama. Hal ini disebabkan karena semakin besar ukuran partikel, maka semakin besar massa partikel tersebut sehingga momentum benturan antara partikel dengan *wall material* menjadi lebih besar. Hal ini mengakibatkan fenomena laju erosi yang terjadi pada dasar tangki pada tangki dengan diameter partikel 200 μm lebih besar dibanding tangki dengan diameter partikel 150 μm .

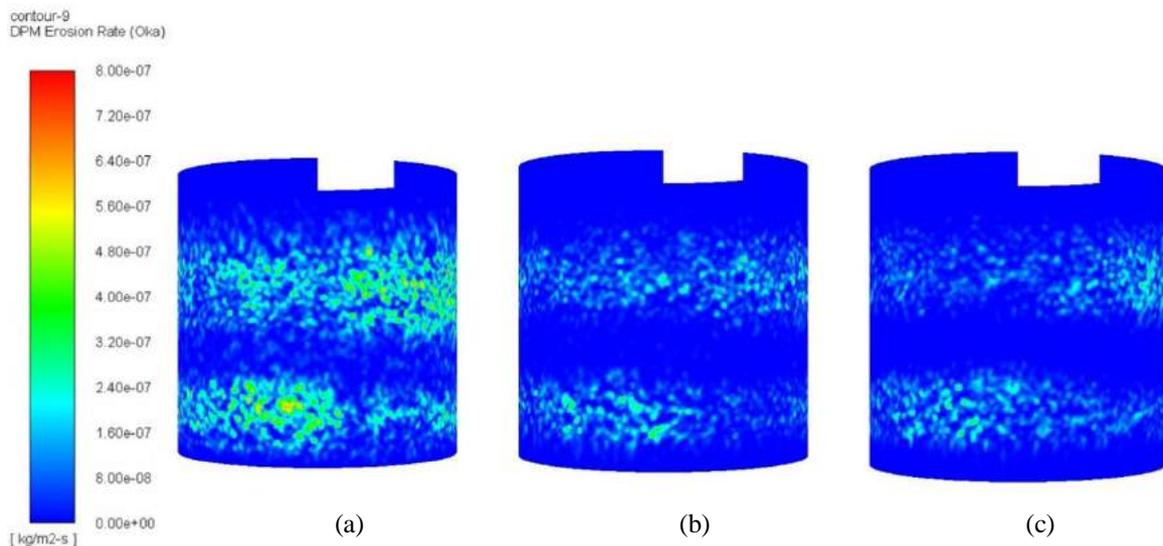
Selain kecepatan *impact* partikel dan diameter partikel, faktor lain yang menyebabkan besarnya laju erosi di dasar tangki pada tangki dengan jarak *clearance* lebih kecil adalah persebaran partikel. Apabila dihubungkan antara Table IV.3 dan Tabel IV.1, maka semakin kecil fraksi volum partikel pada dasar tangki dan semakin merata distribusi partikel padat pada tangki akan menyebabkan laju erosi akan semakin kecil. Pada tangki dengan jarak *clearance* 0,1*T*, partikel terakumulasi dibawah tangki dan belum terdistribusi secara merata mengakibatkan laju erosi pada tangki dengan jarak 0,1*T* besar. Pada tangki dengan *clearance* 0,13*T* dan 0,16*T*, jumlah partikel padat yang terakumulasi di bagian bawah tangki berkurang dan distribusi pada tangki lebih merata sehingga laju erosi berkurang.

IV.3.2. Erosi Partikel pada Bagian Dinding Tangki

Hasil perhitungan laju erosi rata-rata pada bagian dinding tangki ditampilkan pada Tabel IV.4. Sedangkan Gambar IV.9 dan Gambar IV.10 adalah gambar hasil laju erosi yang terbentuk di dinding tangki dengan variasi jarak *clearance* ($C/T = 0,1; 0,13$ dan $0,16$) oleh partikel dengan diameter $150\mu\text{m}$ dan $200\mu\text{m}$.



Gambar IV.9 Kontur laju erosi di bagian dinding tangki dengan $d_p = 150\mu\text{m}$ dan (a) jarak *clearance* $0,1T$ (b) jarak *clearance* $0,13T$ dan (c) jarak *clearance* $0,16T$



Gambar IV.10 Kontur laju erosi di bagian dinding tangki dengan $d_p = 200\mu\text{m}$ dan (a) jarak *clearance* $0,1T$ (b) jarak *clearance* $0,13T$ dan (c) jarak *clearance* $0,16T$

Tabel IV.4 Data Laju Erosi Rata-Rata Partikel pada Dinding Tangki

Tangki	Laju erosi rata-rata (mm/year)	
	dp=150 μ m	dp=200 μ m
I (C/T= 0,1)	0,265	0,279
II (C/T= 0,13)	0,1084	0,146
III (C/T= 0,16)	0,096	0,133

Berdasarkan data pada Tabel IV.4, nilai laju erosi rata-rata pada tangki dengan diameter partikel 150 μ m semakin turun dari 0,265mm/year hingga 0,096 mm/year seiring dengan naiknya *clearance* tangki dari 0,1T hingga 0,16T. Penurunan laju erosi rata-rata pada tangki dengan *clearance* 0,1T ke tangki dengan *clearance* 0,13T mencapai 59,1% sedangkan penurunan laju erosi rata-rata pada tangki dengan *clearance* 0,13T ke 0,16T tidak sebesar penurunan sebelumnya dan relatif kecil hanya mencapai 11,5%. Penurunan laju erosi rata-rata ini dapat disebabkan persebaran partikel pada tangki dan kecepatan partikel yang menumbuk dinding tangki. Berikut adalah data kecepatan rata-rata partikel pada dinding material.

Tabel IV.5 Data Kecepatan Rata-Rata Partikel pada Dinding Tangki

Tangki	Kecepatan partikel rata-rata (m/s)	
	dp=150 μ m	dp=200 μ m
I (C/T= 0,1)	1,246	1,271
II (C/T= 0,13)	0,75	0,855
III (C/T= 0,16)	0,77	0,87

Berdasarkan Tabel IV.5 diatas terdapat korelasi antara besarnya *clearance* dan kecepatan partikel. Semakin besar *clearance* , maka kecepatan *impact* partikel semakin kecil. Kecepatan *impact* partikel pada tangki dengan *clearance* 0,1T lebih besar dari kecepatan partikel pada tangki dengan *clearance* 0,13T dan 0,16T. Namun kecepatan *impact* partikel pada Tangki II sedikit lebih kecil dari tangki III. Terdapat faktor lain yang juga dapat mempegaruhi laju erosi partikel, yaitu persebaran partikel. Apabila melihat dari hasil distribusi partikel pada Tangki I , II dan III (Bab IV.2) maka akan didapat korelasi yaitu semakin merata distribusi partikel , semakin kecil laju erosinya. Hal ini membuktikan bahwa perbedaan jarak *clearance* antara 0,13T dan 0,16T, tidak memberikan perbedaan

yang signifikan terhadap kecepatan *impact* partikel yang berdampak pada laju erosi antara tangki II dan III yang tidak berbeda jauh.

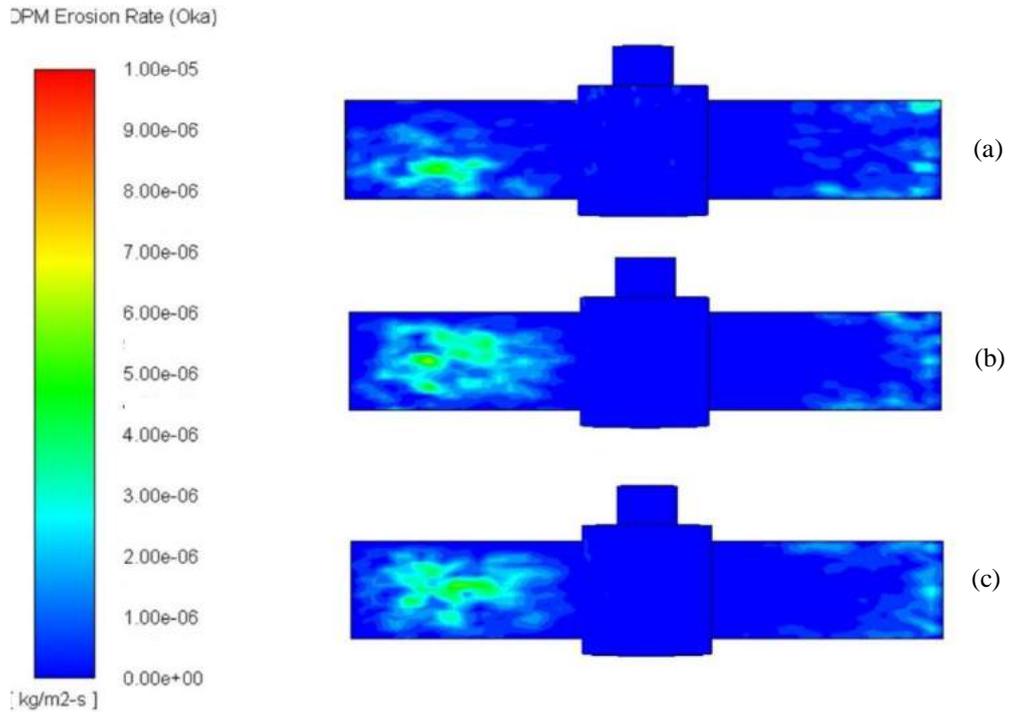
Fenomena menurunnya laju erosi pada dinding tangki pada tangki dengan diameter partikel 150 μm juga terjadi pada tangki dengan diameter partikel 200 μm . Laju erosi rata-rata pada tangki diameter partikel 200 μm semakin berkurang dengan naiknya jarak *clearance*. Apabila data pada Tabel IV.4 dibandingkan, maka terdapat hubungan antara diameter partikel dan laju erosi partikel di dinding tangki pada konfigurasi *clearance* yang sama. Hal ini disebabkan karena semakin besar ukuran partikel, maka semakin besar massa partikel tersebut sehingga momentum benturan antara partikel dengan *wall material* menjadi lebih besar. Sehingga semakin besar diameter partikel, maka laju erosi pada dinding tangki akan semakin besar. Pada sistem tangki ini, perbedaan jarak *clearance* antara 0,13*T* dan 0,16*T* tidak memberikan dampak yang signifikan terhadap kecepatan *impact* partikel sehingga berdampak pada laju erosi antara tangki yang nilainya tidak berbeda jauh.

IV.3.3. Erosi Partikel pada Bagian *Blade* Bawah

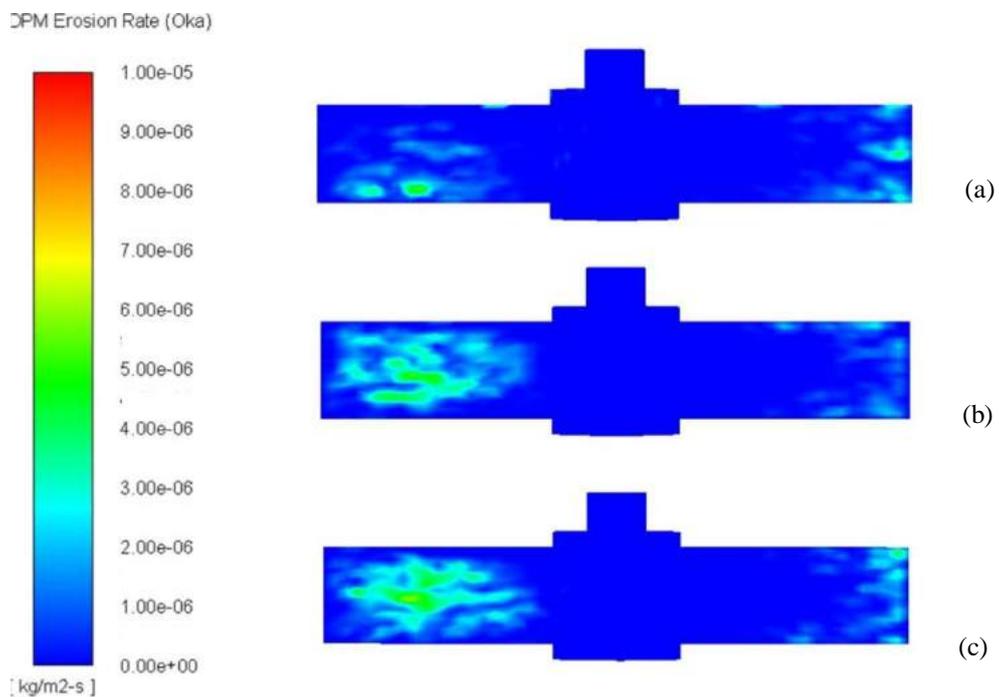
Hasil perhitungan laju erosi rata-rata pada bagian *blade* bawah ditampilkan pada Tabel IV.6. Sedangkan Gambar IV.11 dan Gambar IV.12 adalah gambar hasil laju erosi yang terbentuk di dinding tangki dengan variasi jarak *clearance* ($C/T = 0,1; 0,13$ dan $0,16$) oleh partikel dengan diameter 150 μm dan 200 μm .

Tabel IV.6 Data Laju Erosi Partikel pada *Blade* Bawah

Tangki	Laju erosi rata-rata (mm/year)	
	dp=150 μm	dp=200 μm
I (C/T= 0,1)	0,932	1,066
II (C/T= 0,13)	1,079	1,167
III (C/T= 0,16)	1,127	1,285



Gambar IV.11 Kontur laju erosi di bagian *blade* bawah *impeller* dengan $d_p = 150\mu\text{m}$ dan (a) jarak *clearance* $0,1T$ (b) jarak *clearance* $0,13T$ dan (c) jarak *clearance* $0,16T$



Gambar IV.12 Kontur laju erosi di bagian *blade* bawah *impeller* dengan $d_p = 200\mu\text{m}$ dan (a) jarak *clearance* $0,1T$ (b) jarak *clearance* $0,13T$ dan (c) jarak *clearance* $0,16T$

Berdasarkan data diatas terlihat bahwa laju erosi rata-rata pada *blade* bawah semakin besar seiring dengan naiknya *clearance*. Kenaikan laju erosi rata-rata pada Tangki I ke II dengan diameter partikel 150µm mencapai 13,6% sedangkan kenaikan laju erosi rata-rata pada Tangki II ke III tidak begitu signifikan dan mencapai 4,2%. Erosi pada bagian *blade* bawah ini terlihat pada sisi pinggir dari *blade*. Beberapa faktor dapat menyebabkan laju erosi bertambah pada *blade* bawah dari *impeller*, salah satunya adalah laju akresi partikel. Laju akresi partikel adalah perhitungan laju aliran massa partikel per waktu yan diamati pada permukaan *wall material* yang dapat ditulis sebagai berikut.

$$R_{accretion} = \sum_{p=1}^{N \text{ particles}} \frac{\dot{m}_p}{A_{face}} \quad (4.1)$$

Data kuantitatif laju akresi rata-rata partikel pada bagian *blade* bawah dapat dilihat berikut ini.

Tabel IV.7 Data Laju Akresi Rata- Rata Partikel pada *Blade* Bawah

Tangki	Laju akresi rata-rata partikel (kg/s)	
	dp=150µm	dp=200µm
I (C/T= 0,1)	22,522	28,947
II (C/T= 0,13)	28,203	37,729
III (C/T= 0,16)	26,519	36,741

Laju akresi dapat menunjukkan banyaknya massa partikel yang menumbuk suatu permukaan tertentu. Berdasarkan Tabel IV.7 semakin tinggi jarak *clearance* dari 0,1T hingga 0,16T maka laju akresi partikel semakin meningkat. Walaupun terdapat data penurunan laju akresi partikel pada tangki dengan 0,13T ke 0,16T , namun nilai penurunan laju akresi ini tidak signifikan dibanding kenaikan laju akresi partikel secara umum. Data kuantitatif ini juga diperkuat oleh data kualitatif yang tergambar pada Gambar IV.3 dan IV.4. Terlihat bahwa partikel tersebar di area *blade* bawah *impeller* dengan fraksi volum yang besar dengan naiknya *clearance* tangki. Hal ini mengakibatkan lebih banyaknya kontak antara *blade* bawah dan partikel padat yang berbanding lurus dengan naiknya laju erosi pada bagian *blade* bawah.

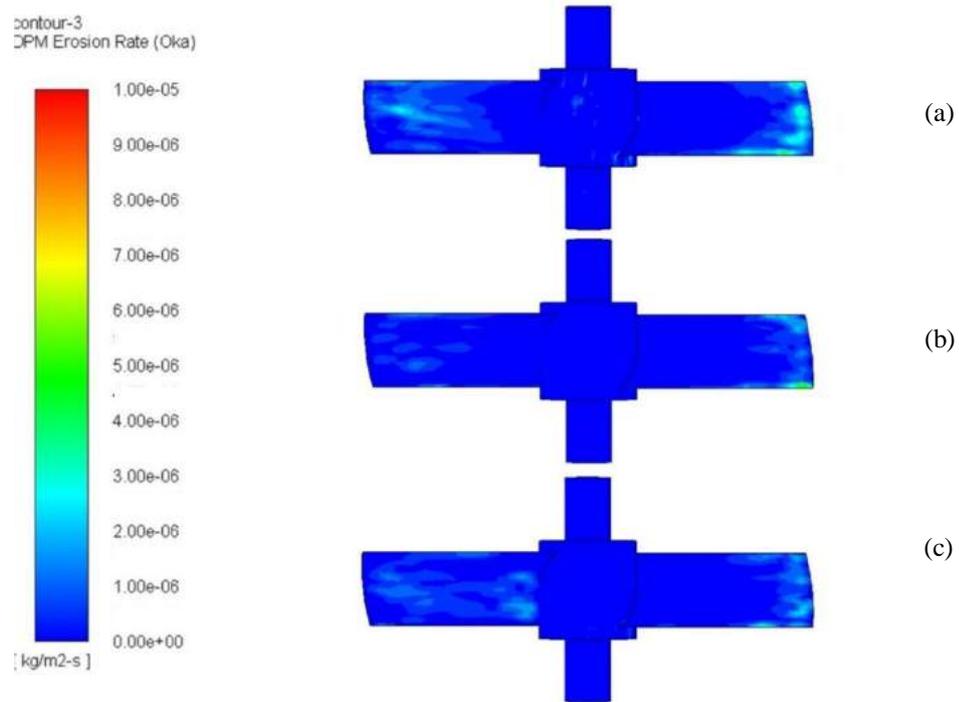
Fenomena naiknya laju erosi pada *blade* bawah *impeller* pada tangki dengan diameter partikel 150 μ m juga terjadi pada tangki dengan diameter partikel 200 μ m. Laju erosi pada tangki diameter partikel 200 μ m semakin naik dengan naiknya jarak *clearance*. Hal ini disebabkan karena semakin besar ukuran partikel, maka semakin besar momentum benturan antara partikel dengan wall material. Hal ini juga dipengaruhi oleh distribusi partikel padat pada area *blade* bawah. Semakin besar jumlah partikel di area *blade* bawah maka semakin banyak kontak antara *wall material* pada *blade* bawah *impeller* dengan partikel padat dan semakin besar pula nilai laju erosinya. Apabila data pada Tabel IV.6 dan Tabel IV.7 dihubungkan maka , laju erosi pada *blade* bawah *impeller* juga dipengaruhi oleh diameter partikel. Pada jarak *clearance* yang sama, semakin besar ukuran/diameter partikel maka laju akresi pada bagian *blade* bawah akan semakin besar dan mengakibatkan erosi pada *blade* bawah yang semakin besar pula.

IV.3.4. Erosi Partikel pada Bagian *Blade* Atas

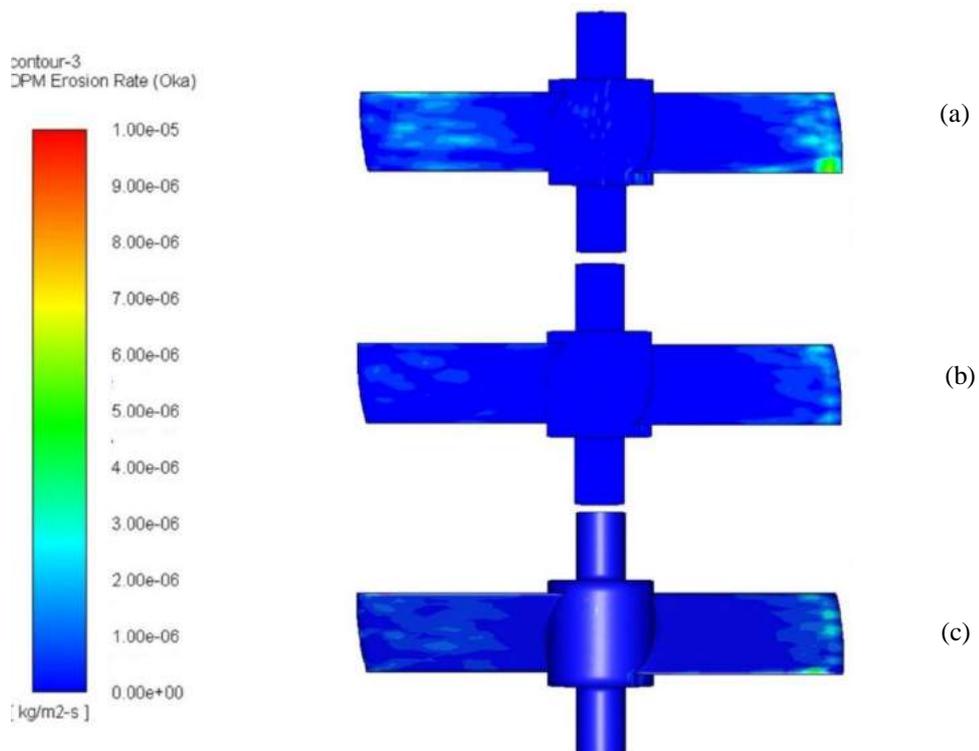
Berikut adalah hasil perhitungan laju erosi rata-rata pada bagian *blade* atas yang ditampilkan pada Tabel IV.8. Sedangkan Gambar IV.13 dan Gambar IV.14 adalah gambar hasil laju erosi yang terbentuk di dinding tangki dengan variasi jarak *clearance* ($C/T = 0,1; 0,13$ dan $0,16$) oleh partikel dengan diameter 150 μ m dan 200 μ m.

Tabel IV.8 Data Laju Erosi Rata-Rata Partikel pada *Blade* Atas

Tangki	Laju erosi rata-rata (mm/year)	
	dp=150 μ m	dp=200 μ m
I (C/T= 0,1)	0,744	0,8308
II (C/T= 0,13)	0,412	0,4133
III (C/T= 0,16)	0,51	0,51



Gambar IV.13 Kontur laju erosi di bagian *blade* atas *impeller* dengan $d_p = 150\mu\text{m}$ dan (a) jarak *clearance* $0,1T$ (b) jarak *clearance* $0,13T$ dan (c) jarak *clearance* $0,16T$.



Gambar IV.14 Kontur laju erosi di bagian *blade* atas *impeller* dengan $d_p = 200\mu\text{m}$ dan (a) jarak *clearance* $0,1T$ (b) jarak *clearance* $0,13T$ dan (c) jarak *clearance* $0,16T$

Berdasarkan gambar dan data diatas, laju erosi rata-rata pada *blade* atas dari *impeller* semakin turun dengan naiknya jarak *clearance* dari $0,1T$ ke $0,16T$. Namun pada kenaikan jarak *clearance* dari $0,13T$ ke $0,16T$ terjadi kenaikan laju erosi sebesar 23,7% pada tangki dengan diameter partikel $150\mu\text{m}$. Erosi pada bagian *blade* atas ini terlihat pada sisi pinggir dari *blade*. Penurunan laju erosi partikel pada *blade* atas *impeller* dipengaruhi oleh beberapa faktor, salah satunya adalah turunnya kecepatan partikel yang ditunjukkan pada Tabel IV.9.

Tabel IV.9 Data Kecepatan Partikel pada *Blade* Atas

Tangki	Kecepatan partikel rata-rata (m/s)	
	$d_p=150\mu\text{m}$	$d_p=200\mu\text{m}$
I (C/T= 0,1)	1,51	1,58
II (C/T= 0,13)	1,137	1,178
III (C/T= 0,16)	1,186	1,19

Berdasarkan data pada Tabel IV.9 diatas, kecepatan partikel menumbuk *blade* atas *impeller* semakin menurun dari 1,51 m/s ke 1,186 m/s dengan kenaikan *impeller* dari $0,1T$ ke $0,16T$. Terjadi kenaikan pada kecepatan partikel pada $0,13T$ ke $0,16T$ sebesar 4,1% yang mempengaruhi naiknya laju erosi pada *blade* atas dengan jarak *clearance* $0,13T$ ke $0,16T$. Turunnya kecepatan partikel mengakibatkan laju erosi menurun pada *blade* atas dari *impeller*.

Fenomena laju erosi yang terjadi pada *blade* atas *impeller* tangki dengan diameter partikel $d_p = 150\mu\text{m}$ sama dengan yang terjadi pada tangki dengan diameter partikel $d_p = 200\mu\text{m}$. Laju erosi pada tangki diameter partikel $200\mu\text{m}$ semakin turun dengan naiknya jarak *clearance*. Apabila dibandingkan pada Tabel IV.8 dan Tabel IV.9, laju erosi pada *blade* atas *impeller* sebanding dengan diameter partikel padat. Semakin besar ukuran/diameter partikel padat maka laju erosi pada *blade* atas *impeller* semakin besar pula, begitupun sebaliknya. Hal ini disebabkan karena semakin besar ukuran partikel, maka semakin besar massa partikel tersebut sehingga momentum benturan antara partikel dengan wall material menjadi lebih besar.

Nilai laju erosi pada studi yang diamati pada dasar tangki, dinding tangki, *impeller* atas dan *impeller* bawah ini juga dipengaruhi oleh pola aliran yang terbentuk dari

geometri tangki. Sebagaimana persamaan *Oka Erosion Model* (persamaan 2.11 dan 2.12), semakin besar sudut *impact* yang terbentuk antara partikel dan *wall material*, maka semakin besar erosi yang terjadi. Apabila aliran partikel sejajar dengan posisi *wall material*, maka sudut yang terbentuk adalah 0° . Dalam keadaan tersebut, terjadi *cutting action* terbesar sedangkan plastik deformasi tidak terdeteksi, sehingga dampak erosi bernilai nol. Aliran radial yang memiliki arah horizontal akibat geometri tangki pada penelitian ini menyebabkan sudut *impact* yang terbentuk antara partikel dan *wall material* cukup kecil beberapa wall pada tangki. Contohnya pada dasar tangki, sehingga efek erosi yang dihitung lebih kecil daripada efek laju erosi yang dihitung pada blade atas dan bawah.

Apabila nilai laju erosi pada *blade* bawah dan *blade* atas dari *impeller* dibandingkan (lihat Tabel IV.6 dan IV.8), dapat diamati bahwa laju erosi pada *blade* bawah lebih besar dari *blade* atas. Hal dapat ini dipengaruhi oleh nilai *impact angle* dari partikel yang menumbuk *blade*. Pada *blade* bawah, *blade impeller* diatur dengan sudut 90° sedangkan pada *blade* atas, *blade impeller* diatur dengan sudut 45° . Hal ini mengakibatkan nilai fungsi sudut *impact* pada *blade* atas lebih kecil daripada nilai fungsi sudut *impact* pada *blade* bawah.

Berdasarkan hasil simulasi, laju erosi di bagian dasar tangki, dinding tangki dan *impeller* atas dapat dikategorikan dalam laju erosi yang *poor to fair* yang memiliki *range* laju erosi sekitar 0,1mm/year hingga 1mm/year. Sedangkan *impeller* bawah memiliki laju erosi diatas 1mm/year sehingga dikategorikan sebagai laju erosi yang *poor*. Hal ini dapat diakibatkan karena letaknya yang diatas dekat inlet dan banyaknya kontak dengan partikel akibat perebaran partikel dekat inlet yang besar. (Perry, 1997)

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

V.1. Kesimpulan

Dari hasil simulasi yang telah dilakukan, dapat diambil beberapa kesimpulan yaitu sebagai berikut:

1. Pola aliran yang dihasilkan dari yaitu *Flat Blade Paddle* dan *45° Pitched Blade Paddle* adalah *radial flow*.
2. Kecepatan aliran pada *discharged impeller* di *blade* bawah dan atas semakin berkurang dengan naiknya jarak *clearance* dan semakin kecilnya ukuran partikel padat.
3. Partikel sebagian besar terakumulasi pada bagian dasar tangki dan bagian atas tangki dekat *inlet*. Persebaran partikel ini semakin merata dan partikel yang terakumulasi pada bagian dasar tangki mulai berkurang dengan naiknya jarak *clearance* dari $0,1T$ ke $0,16T$. Akumulasi partikel pada bagian dasar tangki berkurang hingga 11,6% pada tangki dengan diameter partikel $150\mu\text{m}$ dan berkurang 16,5% pada tangki dengan diameter partikel $200\mu\text{m}$.
4. Laju erosi pada dinding material dipengaruhi oleh kecepatan partikel yang menumbuk, persebaran partikel pada area tersebut yang berpengaruh pada banyaknya kontak antara partikel dengan dinding material, sudut yang dibentuk oleh dinding material, diameter partikel, pola aliran yang terbentuk akibat geometri dan bentuk partikel.
5. Laju erosi rata-rata pada bagian dasar tangki berkurang hingga 89,1% pada tangki dengan diameter partikel $150\mu\text{m}$ dan berkurang 88,3% pada tangki dengan diameter partikel $200\mu\text{m}$ seiring dengan naiknya jarak *clearance* dari $0,1T$ ke $0,16T$.
6. Laju erosi rata-rata pada bagian dinding tangki berkurang hingga 63,7% pada tangki dengan diameter partikel $150\mu\text{m}$ dan berkurang 52,3% pada tangki dengan diameter partikel $200\mu\text{m}$ seiring dengan naiknya jarak *clearance* dari $0,1T$ ke $0,16T$.

7. Laju erosi rata-rata pada bagian *blade* bawah *impeller* meningkat hingga 20,9% pada tangki dengan diameter partikel 150 μ m dan meningkat 20,5% pada tangki dengan diameter partikel 200 μ m eiring dengan naiknya jarak clearance dari 0,1*T* ke 0,16*T*.
8. Laju erosi rata-rata pada bagian *blade* atas *impeller* berkurang hingga 31,4% pada tangki dengan diameter partikel 150 μ m dan berkurang 38,6% pada tangki dengan diameter partikel 200 μ m eiring dengan naiknya jarak clearance dari 0,1*T* ke 0,16*T*.
9. Laju erosi di bagian dasar tangki, dinding tangki dan *impeller* atas dapat dikategorikan dalam laju erosi *poor to fair*, sedangkan *impeller* bawah memiliki laju erosi yang dikategorikan *poor*.

V.2. Saran

1. Melakukan validasi eksperimen untuk membandingkan hasil simulasi yang telah dilakukan.
2. Melakukan simulasi dengan tambahan *baffle* pada tangki pengaduk sehingga memungkinkan distribusi aliran yang lebih baik.

DAFTAR PUSTAKA

- Azimian, M., & Bart, H.-J. (2013). CFD simulation and experimental analysis of erosion in a slurry tank test rig. *EPJ Web of Conferences*, 45, 1009. <https://doi.org/10.1051/epjconf/20134501009>
- Brown, Gary. (2006). Use of CFD to Predict and Reduce Erosion in an Industrial Slurry Piping System. *Fifth International Conference on CFD in Process Industries*, CSIRO, Melbourne, Australia.
- Chitra, D., & Muruganandan, L. (2014). Effect of impeller clearance and multiple impeller combinations on solid suspension in a standard flat bottom agitated vessel. *International Journal of ChemTech Research*, 6(2), 973–981.
- Cho, H. J., Yeo, Y.-K., Park, W. H., & Moon, B. K. (1996). Modeling and simulation of a wet hemihydrate phosphoric acid process. *Korean Journal of Chemical Engineering*, 13(6), 585–595. <https://doi.org/10.1007/BF02706025>
- Do, J. H., Shang, L. A., Kim, D. H., & Chang, H. N. (2001). Effect of Impeller Clearance on Flow Structure and Mixing in Bioreactor with Two-Stage Impellers. *Engineering in Life Sciences*, 1(5), 181–185.
- Edward L. Paul, Victor A. Atiemo-Obeng, S. M. K. (2004). *Handbook of Industrial Mixing: Science and Practice*. John Wiley & Sons, Inc. <https://doi.org/10.1002/0471451452>
- El-Behery, SamyM., MofrehH.Hamed, M. A. E.-K. and K. A. I. (2010). Numerical Simulations and CFD-Based Correlation of Erosion Threshold Gas Velocity in Pipe Bends. *ISSR Journals*, 2(1).
- Hicks, M. T., Myers, K. J., & Bakker, A. (1997). Cloud Height in Solids Suspension Agitation. *Chemical Engineering Communications*, 160(1),

137–155. <https://doi.org/10.1080/00986449708936610>

- Kasat, G. R., Khopkar, A. R., Ranade, V. V., & Pandit, A. B. (2008). CFD simulation of liquid-phase mixing in solid-liquid stirred reactor. *Chemical Engineering Science*, 63(15), 3877–3885. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2008.04.018>
- Khamar, L., & Samrane, K. (2016). The Use of the CFD for the Hydrodynamic Flow Diagnostic and Study in a Phosphoric Acid Reactor. *Procedia Engineering*, 138(June), 369–377. <https://doi.org/10.1016/j.proeng.2016.02.096>
- Kim, S.-E., D. Choudhury, and B. Patel. (1997). Computations of Complex Turbulent Flows Using the Commercial Code ANSYS Fluent. In Proceedings of the ICASE/LaRC/AFOSR Symposium on Modeling Complex Turbulent Flows. Hampton, Virginia.
- Ljungqvist, M., & Rasmuson, A. (2001). Numerical simulation of the two-phase flow in an axially stirred vessel. *Chemical Engineering Research and Design*, 79(5), 533–546. <https://doi.org/10.1205/02638760152424307>
- Ochieng, A., & Lewis, A. E. (2006). CFD simulation of solids off-bottom suspension and cloud height. *Hydrometallurgy*, 82(1–2), 1–12. <https://doi.org/10.1016/j.hydromet.2005.11.004>
- Ochieng, A., & Onyango, M. S. (2010). CFD simulation of solids suspension in stirred tanks: Review. *Hemijaska Industrija*, 64(5), 365–374. <https://doi.org/10.2298/HEMIND100714051O>
- Oka, Y. I., & Yoshida, T. (2005). Practical estimation of erosion damage caused by solid particle impact: Part 2: Mechanical properties of materials directly associated with erosion damage. *Wear*, 259(1–6), 102–109. <https://doi.org/10.1016/j.wear.2005.01.040>

- Perry, Robert H. Perry, Don W. Green & James O. Maloney. (1997). Perry's Chemical Engineers' Handbook 7th edition Vol.2. McGraw-Hill, New York
- Skočilas, J., Fořt, I., & Jirout, T. (2013). A study of CFD simulations of the flow pattern in an agitated system with a pitched blade worn turbine. *Chemical and Process Engineering - Inzynieria Chemiczna I Procesowa*, 34(1), 39–49. <https://doi.org/10.2478/cpe-2013-0004>
- Shih, T.-H., W. W. Liou, A. Shabbir, Z. Yang, and J. Zhu. (1995). A New - Eddy-Viscosity Model for High Reynolds Number Turbulent Flows - Model Development and Validation. *Computers Fluids*. 24(3). 227–238.
- Reynolds, W. C. (1987). Fundamentals of turbulence for turbulence modeling and simulation. Lecture Notes for Von Karman Institute Agard Report No. 755.

DAFTAR NOTASI

Notasi	Keterangan	Satuan
σ_k	Angka Prandtl untuk k	(-)
σ_ε	Angka Prandtl untuk ε	(-)
\dot{m}	<i>Mass Loading</i>	(mm ²)
τ_r	Waktu relaksasi <i>droplet</i>	(s)
\vec{u}	Kecepatan fase fluida	(m/s)
\vec{u}_p	Kecepatan partikel	(m/s)
μ	Viskositas molekular fluida	(kg/m.s)
ρ	Massa jenis fluida	(kg/m ³)
ρ_p	Massa jenis partikel	(kg/m ³)
d_p	Diameter partikel	(m)
Re	<i>Reynold's number</i>	(-)
E	Laju erosi	(kg/m ² s)
γ	Sudut <i>impact</i>	(rad)
v	Kecepatan relatif partikel	(mm ² /s)
A_{face}	Luasan permukaan sel pada dinding	(mm ²)
E_{90}	<i>Reference erosion ratio</i> pada <i>impact</i> angle 90°	(kg/m ² s)
V	<i>particle impact velocity</i>	(m/s)
V_{ref}	<i>reference velocity</i>	(m/s)
d_{ref}	diameter <i>reference</i> partikel	(m)
k_2	eksponen kecepatan	(-)
k_3	eksponen kecepatan	(-)
H_v	<i>Vickers hardness</i>	(GPa)
n_1	konstanta fungsi sudut	(-)
n_2	konstanta fungsi sudut	(-)
D	Diameter tangki	(mm)
d	Diameter shaft	(mm)

H	Tinggi Tangki	(mm)
C	Jarak Clearance	(mm)
h_1	Jarak antar Impeller	(mm)
r	Jari-jari Impeller	(mm)
l	Lebar Impeller	(mm)
θ	Sudut Impeller	($^\circ$)
n	Lebar Hub	(mm)

LAMPIRAN

1. Perhitungan Konversi Laju Erosi Partikel

Laju Erosi pada FLUENT didefinisikan sebagai *mass flux* material yang tererosi, dengan satuan ($\text{kg}/\text{m}^2\text{s}$). Laju Erosi ini diubah satuannya kedalam (mm/tahun)

$$\begin{aligned} \text{Laju Erosi} \frac{\text{kg}}{\text{m}^2\text{s}} &\times \frac{1 \text{ m}^3}{7850 \text{ kg}} \times \frac{1000 \text{ mm}}{1 \text{ m}} \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ hour}} \times \frac{24 \text{ hour}}{1 \text{ day}} \\ &\times \frac{30 \text{ day}}{1 \text{ month}} \times \frac{12 \text{ months}}{1 \text{ year}} = \text{Laju erosi} \frac{\text{mm}}{\text{year}} \end{aligned}$$

Contoh Perhitungan pada dasar tangki I , laju erosi = $1,054 \times 10^{-7}$

$$\begin{aligned} 1,054 \cdot 10^{-7} \frac{\text{kg}}{\text{m}^2\text{s}} &\times \frac{1 \text{ m}^3}{7850 \text{ kg}} \times \frac{1000 \text{ mm}}{1 \text{ m}} \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ hour}} \times \frac{24 \text{ hour}}{1 \text{ day}} \\ &\times \frac{30 \text{ day}}{1 \text{ month}} \times \frac{12 \text{ months}}{1 \text{ year}} = 0,423 \frac{\text{mm}}{\text{year}} \end{aligned}$$