بنام خدا

دانشگاه فردوسی مشهد – دانشکده مهندسی – گروه مهندسی شیمی

مثال سوم درس فرآیندهای پتروشیمی

در این مثال شبیه سازی واحد تولید گاز سنتز از گاز طبیعی با توجه به شکل و مشخصات داده شده، توسط نرم افزار اسپن پلاس انجام شده است.

مشخصات خوراک اصلی و خوراکهای فرعی واحد بصورت زیر است:

GASFEED: 45 ^oC, 35 bar, 3000 kmol/hr, Components mole %: N_2 = 5.4, C_1 = 88, C_2 = 4.2, C_3 = 1.3, i-C_4 = 0.4, n-C_4 = 0.3, i-C_5 = 0.2, n-C_5 = 0.1, C_6 = 0.1

HPS1: 260 ^oC, 34.5 bar, 9000 kmol/hr, Components mole %: H_2O = 100

O2FEED: 250 ^oC, 36.5 bar, 807.544 kmol/hr, Components mole %: O_2 = 99, N_2 = 1.0

BFW1: 50 ^oC, 42 bar, 3684.97 kmol/hr, Components mole %: H_2O = 100

BFW2: 50 ^oC, 42 bar, 10107.8 kmol/hr, Components mole %: H2O = 100

AIR: 30 ^oC, 1.2 bar, 13184.9, Components mole %: O_2 = 21, N_2 = 79

FUEL: 30 ^oC, 1.6 bar, 1227.15 kmol/hr, Components mole %: N_2 = 5.4, C_1 = 88, C_2 = 4.2, C_3 = 1.3, i-C_4 = 0.4, n-C_4 = 0.3, i-C_5 = 0.2, n-C_5 = 0.1, C_6 = 0.1

مدل ترمودینامیکی: معادله حالت RK-ASPEN

رآکتور کاتالیستی قرار داده شده قبل از رآکتور ریفورمینگ اولیه (Pre-Reformer) یک رآکتور تبدیلی (RStoic) آدیاباتیک با افت فشار حدود ۱ بار در نظر گرفته شده است. واکنشهای مربوطه و مقدار تبدیل بصورت زیر می باشد:

$3\ C_2H_6 + H_2O \rightarrow 5\ CH_4 + CO$,	fractional conversion of C_2 = 1.0
$3\ C_3H_8 + 2\ H_2O \rightarrow 7\ CH_4 + 2\ CO$,	fractional conversion of C_3 = 1.0
$3\ i\text{-}C_4H_{10} + 3\ H_2O \rightarrow 9\ CH_4 + 3\ CO$,	fractional conversion of i-C_4 = 1.0
$3\ n\text{-}C_4H_{10} + 3\ H_2O \rightarrow 9\ CH_4 + 3\ CO$,	fractional conversion of n-C_4 = 1.0
$3\ i\text{-}C_5H_{12} + 4\ H_2O \rightarrow 11\ CH_4 + 4\ CO$,	fractional conversion of i-C_5 = 1.0
$3\ n\text{-}C_5H_{12} + 4\ H_2O \rightarrow 11\ CH_4 + 4\ CO$,	fractional conversion of n-C_5 = 1.0
$3\ n\text{-}C_6H_{14} + 5\ H_2O \rightarrow 13\ CH_4 + 5\ CO$,	fractional conversion of n-C_6 = 1.0

رآکتور ریفورمینگ اولیه (SMR) از نوع تعادلی (RCSTR) با دمای ۸۰۰ درجه سانتیگراد و افت فشار ۱ بار در نظر گرفته شده است. واکنشهای تعادلی و ثابت تعادل عبارتند از:

$$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2\ , \quad \ln K_1 = 2.50185 - \frac{22920}{T} + 7.195 \ln T - 0.002949\ T$$

$$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2\ , \quad \ln K_2 = -12.11 + \frac{5319}{T} + 1.012 \ln T + 0.0001144\ T$$

جهت شبیه سازی رآکتور ریفورمینگ ثانویه از دو رآکتور تبدیلی (RStoic) و تعادلی (RCSTR) که بصورت سری قرار گرفته اند استفاده شده است. در رآکتور اول (تبدیلی) واکنش زیر جهت احتراق هیدروژن در نظر گرفته شده است:

$H_2 + 0.5\ O_2 \rightarrow H_2O$, fractional conversion of $O_2 = 1.0$

رآکتور دوم همانند رآکتور ریفورمینگ اولیه ولی بصورت آدیاباتیک با افت فشار حدود ۱ بار در نظر گرفته شده است. دبی اکسیژن ورودی به ریفورمر ثانویه بگونه ای تعیین شده است تا دمای گاز سنتز خروجی از ریفورمر ثانویه حدود ۱۰۰۰ درجه سانتیگراد باشد (DS-3).

دمای گاز خروجی از محفظه احتراق (FLUEGAS) حدود ۱۰۲۰ درجه سانتیگراد و فشار محفظه احتراق آتمسفری در نظر گرفته شده است. از افت فشار flue gas در مسیر تبادل خود با دیگر سیالات فرآیندی صرف نظر گردید.

جهت شبیه سازی محفظه احتراق از یک رآکتور تبدیلی (RStoic) استفاده گردید. جهت احتراق کامل سوخت، هوا بصورت ۱۰ درصد اضافی وارد محفظه احتراق می شود (DS-2). معادلات مربوطه عبارتند از:

$2\ H_2 + O_2 \rightarrow 2\ H_2O$, fractional conversion of $H_2 = 1.0$

$CH_4 + 2\ O_2 \rightarrow CO_2 + 2\ H_2O$, fractional conversion of $C_1 = 1.0$

$2\ CO + O_2 \rightarrow 2\ CO_2$, fractional conversion of $CO = 1.0$

$C_2H_6 + 3.5\ O_2 \rightarrow 2\ CO_2 + 3\ H_2O$, fractional conversion of $C_2 = 1.0$

$C_3H_8 + 5\ O_2 \rightarrow 3\ CO_2 + 4\ H_2O$, fractional conversion of $C_3 = 1.0$

$n\text{-}C_4H_{10} + 6.5\ O_2 \rightarrow 4\ CO_2 + 5\ H_2O$, fractional conversion of $n\text{-}C_4 = 1.0$

$i\text{-}C_4H_{10} + 6.5\ O_2 \rightarrow 4\ CO_2 + 5\ H_2O$, fractional conversion of $i\text{-}C_4 = 1.0$

$n\text{-}C_5H_{12} + 8\ O_2 \rightarrow 5\ CO_2 + 6\ H_2O$, fractional conversion of $n\text{-}C_5 = 1.0$

$i\text{-}C_5H_{12} + 8\ O_2 \rightarrow 5\ CO_2 + 6\ H_2O$, fractional conversion of $i\text{-}C_5 = 1.0$

$n\text{-}C_6H_{14} + 9.5\ O_2 \rightarrow 6\ CO_2 + 7\ H_2O$, fractional conversion of $n\text{-}C_6 = 1.0$

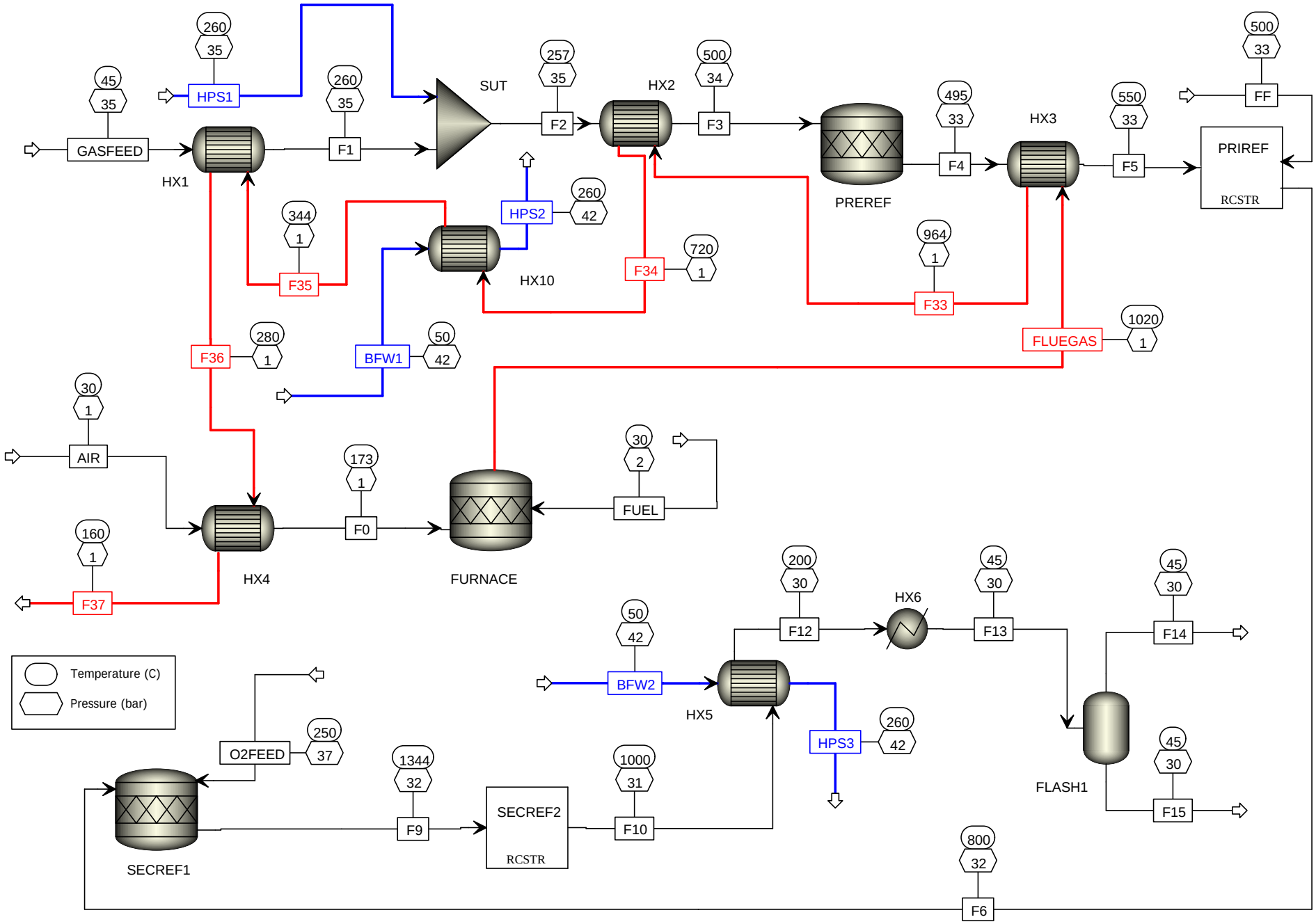
دبی سوخت ورودی به محفظه احتراق بگونه ای تعیین گردیده است تا حرارت تولیدی در محفظه احتراق ۵ درصد بیشتر از حرارت مورد نیاز در رآکتور ریفورمینگ اولیه باشد (DS-1). بعبارت دیگر اتلاف حرارتی محفظه احتراق با محیط حدود ۵ درصد حرارت منتقل شده به رآکتور ریفورمینگ اولیه می باشد.

فرض شده است که بخار آب تولیدی در مبدلهای HX5 و HX10 دارای دمای ۲۶۰ درجه سانتیگراد می باشند.

همچنین فرض شده است که سیال فرآیندی خروجی از مبدلهای HX1، HX2، HX3، HX5 و HX6 بترتیب دارای دمای ۲۶۰، ۵۰۰، ۵۵۰، ۲۰۰ و ۴۵ درجه سانتیگراد و افت فشار سیال فرآیندی نیز در هر یک از این مبدلها ۰/۵ بار می باشد.

دمای flue gas خروجی از مبدل HX10 و HX4 نیز بترتیب برابر با ۳۴۴ و ۱۶۰ درجه سانتیگراد در نظر گرفته شده است.

فایل نهائی شبیه سازی با نام Syngas_Equilibrium.bkp به پیوست ارائه شده است. نتایج حاصله نشان می دهد که مقدار تبدیل متان حدود ۹۷/۸۷ درصد و نسبت مولی هیدروژن به مونوکسید کربن در گاز سنتز تولیدی حدود ۳/۹۱ می باشد.


GASFEED
45
35
HPS1
260
35
HX1
F1
260
35
SUT
F2
257
35
HX2
F3
500
34
PREREF
F4
495
33
HX3
F5
550
33
FF
500
33
PRIREF
RCSTR
HPS2
260
42
HX10
F35
344
1
F34
720
1
F33
964
1
FLUEGAS
1020
1
F36
280
1
BFW1
50
42
AIR
30
1
HX4
F0
173
1
FURNACE
FUEL
30
2
F37
160
1
Temperature (C)
Pressure (bar)
O2FEED
250
37
SECREF1
F9
1344
32
SECREF2
RCSTR
F10
1000
31
BFW2
50
42
HX5
HPS3
260
42
F12
200
30
HX6
F13
45
30
FLASH1
F14
45
30
F15
45
30
F6
800
32