

«Engineering and Consulting PFA Alexander Gadetskiy»

<https://makston-engineering.ru/>

MASTER

Discipline: Xylenes from vegetable raw materials, catalytic hydrolysis of sucrose to glucose, hydrogenation of glucose to sorbitol, condensation and aromatization of sorbitol to xylenes and toluene

Name: Alexander.gadetskiy@inbox.lv

Sign.

Date: 15.01.2020

Обновлено: 12.06.2024



Аудит технологии производства смеси ксилолов, 180.000 т/год из сахаросодержащей мелассы до глюкозы, сорбита и его каталитическая ароматизация в смесь ксилолов. Базовый проект, расчет процесса и оборудования.



Dipl. engineer Alexander Gadetskiy, phone: +40 (748) 148 257; e-mail: alexander.gadetskiy@inbox.lv
Certificate of registration on engineering activities and technical consultations № F4/172/17.02.2014
Certificate of registration on engineering and technical consultancy activities № J4/918/09.06.2023.
<https://makston-engineering.ru/>

Содержание

1. Введение.....
2. Исходные данные переданные для выполнения технологического аудита.....
3. BFD схема процесса, материальный баланс, краткое описание технологии.....
4. Достаточность и обоснованность опросных листов на оборудование. Ценовые характеристики
5. Достаточность баланса энергоресурсов для обоснованности конфигурации ОЗХ и очистных сооружений производственных стоков.....
6. Базовое проектирование, создание реплики, лицензионные права
7. Выводы и рекомендации применительно к коммерциализации процесса.....

Полный комплект базового инжиниринга, является достаточно объемным документом <https://makston-engineering.ru/inzhenernyj-servis/post/bazovye-proekty-varianty>

Для аудита технологического процесса исходных данных представленных в этом разделе более чем достаточно, обычно используется не более половины <https://makston-engineering.ru/inzhenernyj-servis/post/bazovye-proekty-varianty#variant3>

Аудиты технологического процесса имеют два перпендикулярных направления:

1. Стандартное сравнение давно и хорошо изученных процессов по ряду показателей между собой <https://makston-engineering.ru/inzhenernyj-servis/post/tehnologicheskij-audit-proektnyh-reshenij-1>

- расходы сырье, катализаторов, химикатов
- расходы энергоресурсов
- удобство технологического обслуживания и технологический сервис
- регулирование процесса
- аппаратурное оформление процесса
- удельные затраты на строительство.

Перечень можно дополнять, но это не меняет сути, т.к. по процессам известно все. Одним из примеров является сравнение между собой 7 (семи) технологий промышленного получения диметилкарбоната <https://makston-engineering.ru/bazovyy-proyekt-no4-new>

2. Определение возможности коммерциализации процессов, имеющих принципиально иную технологическую конфигурацию, использующих каталитические системы отличные от применяемых ранее, имеющих принципиально иное аппаратурное оформление и. т.д. Примером является нынешний отчет по аудиту.

1. Введение

Технологические данные представленные в дизайн-проекте разрабатывались с целью утилизации избыточных объемов сахаросодержащей мелассы в продукты химии имеющей высокую рентабельность. Маркетинг, с указанием региона – Бразилия, показал, что таким продуктом является п-ксилол. Разработчики позиционировали выполнение расчета процесса и оборудования для переработки мелассы в смесь ксилолов. По факту, процесс работает на выпуск толуола и смеси ксилолов.

Получение п-ксилола из этой смеси, которая не отвечала стандартным показателям качества, рассматривалось опционально по классической схеме компанией GTC и не входило в состав дизайн-проекта.

Получение смеси ксилолов из возобновляемого растительного сырья имеет два направления, первое, которое и представлено на аудит и второе гораздо более сложное.

*Dipl. engineer Alexander Gadetskiy, phone: +40 (748) 148 257; e-mail: alexander.gadetskiy@inbox.lv
Certificate of registration on engineering activities and technical consultations № F4/172/17.02.2014
Certificate of registration on engineering and technical consultancy activities № J4/918/09.06.2023.
<https://makston-engineering.ru/>*

Глюкоза, полученная из мелассы, химическим синтезом преобразуется в гидроксиметилфурфурол из которого получают диметилфуран и в результате реакции с этиленом образуется п-ксилол,

2. Исходные технологические данные переданные для выполнения аудита

Исходные данные на процесс получения смеси ксилолов (по факту: толуола и смеси ксилолов) из мелассы предоставлены в общем объеме текстового и табличного материала – **959 листов**. Из них биохимическая часть, на получение глюкозы из водного раствора сахарозы – 65 листов, а остальной объем материалов ориентирован на химические превращения: глюкозы в сорбит, очистка сорбита от примесей с использованием автокаталитического водорода, каталитический процесс конденсации сорбита с последующей ароматизацией полученного полупродукта в толуол и ксилолы.

3. BFD схема процесса, материальный баланс и краткое описание технологии

3.1 На схеме не показано:

- очистка эмиссий диоксида углерода
- очистка сточных вод процесса
- производство водорода
- сепарация водорода из реакционной смеси
- каталитическая очистка сорбита от примесей в водном растворе с использованием водорода
- деалкилирование этилбензола, изопропилбензола и аналогов
- трансалкилирования толуола с получением целевого продукта – п-ксилола
- изомеризация орто и метаксилолов с получением целевого продукта – п-ксилола
- очистка п-ксилола фракционированием или кристаллизацией
- выделение тяжелой ароматики C₁₀⁺
- фракционирование алканов на C₁-C₃ и C₄-C₇
- регенерация катализаторов

Схема 1.



3.2 Материальный баланс не учитывает воду для осветления мелассы, указана только вода образующаяся в процессе реакции ароматизации-конденсации сорбита.

Таблица 1.

Материальный баланс производства производства смеси ксилолов из сахаросодержащей мелассы				
Сырьё	% масс	т/год	кг/час	
Сахароза	98.82%	2,243,296.00	280,412.00	На 100%
Водород свежий	1.18%	26,736.00	3,342.00	На 100%
Водород рецикловый	0.54%	12,368.00	1,546.00	На 100%
Итого	100.00%	2,270,032.00	283,754.00	
Продукты переработки	% масс	т/год	кг/час	
Смесь ксилолов	9.94%	225,696.00	28,212.00	На изомеризацию
Толуол	21.62%	490,720.00	61,340.00	На трансалкилирование
Бензол	3.44%	78,168.00	9,771.00	Склад
Алканы, C1-C3	14.92%	338,760.00	42,345.00	Топливная сеть
Алканы, C4-C7	12.14%	275,592.00	34,449.00	Склад
Водород	0.54%	12,368.00	1,546.00	Рецикловый, на 100%
Диоксид углерода	14.87%	337,592.00	42,199.00	Эмиссии в атмосферу
Вода реакции	19.15%	434,624.00	54,328.00	На очистку стоков
Ароматика C10+	3.37%	76,512.00	9,564.00	Склад
Итого	100.00%	2,270,032.00	283,754.00	

3.3 Краткое описание процесса.

3.3.1 Биохимическая часть процесса состоит из следующих стадий:

3.3.1.1 Меласса после химического осветления, с использованием растворов едкого натра, фосфорной кислоты и флокулянта и удаления механических примесей, как декантацией, так и фильтрацией, имеет состав водного раствора сахарозы. Раствор упаривается до содержания сахара не менее 50% масс.

3.3.1.2 Сахароза гидролизуется на цеолитном катализаторе ($Si/Al = 14-16$) с образованием глюкозы и фруктозы. Реактора гидролиза трубчатые, в которые и засыпается

катализатор. Диаметр трубок Ду 32 мм, количество для одного реактора 900-1200 шт. Температура процесса 100°C, давление гидростатическое. Степень конверсии 99.2%.

3.3.2 Химическая часть процесса состоит из следующих стадий:

3.3.2.1 Гидрирование глюкозы водородом до сорбита на рутениевом катализаторе. Подача водного 30-40% раствора глюкозы и водорода с верха реактора, совместным потоком. Температура процесса 80°C, давление 70 бар. Степень конверсии 99% при использовании катализатора в виде суспензии в реакционной массе.

3.3.2.2 Использование родиевого катализатора, как комплексона возможно в двух формах, как суспензия в реакционной массе и в стационарном слое на носителе. Технические решения применяются для обоих случаев, на стадии базового проекта будет принят итоговый вариант.

3.3.2.3 Каталитической очистки сорбита от примесей в водном растворе в присутствии водорода и Rh-катализатора представляется, как циклический процесс, но без какой-либо детализации. На стадии базового проекта будет принят итоговый вариант.

Время цикла до 10 часов, после этого производится переключение, а работавший реактор выводится на регенерацию, которая длится до 20 минут. Водный раствор сорбита подаваемый в процесс имеет концентрацию не более 50% масс, доля водорода в реакционной смеси до 60% мол. Температура процесса 150°C, давление 30 бар. При повышении температуры и давления степень конверсии возрастает от 90 до 95%.

3.3.2.4 Очищенный сорбит подается в реактор со стационарным слоем рутений-родиевого катализатора на цеолитном носителе. Подача производится сверху вниз. Температура процесса 375°C, давление 45 бар. Механизм реакции рассматривается разработчиками, как конденсация сорбита и последующая ароматизация полупродуктов, образовавшихся при конденсации. Комментарии по этой стадии процесса п. 7.6. На стадии базового проекта механизм реакции должен быть сформулирован однозначно, как и конечные продукты.

4. Достаточность и обоснованность опросных листов на оборудование. Ценовые характеристики

В **Таблице 2**, основное оборудование процесса, 89 единиц. Материал изготовления и основные рабочие параметры приведены в технологических опросных листах. На стадии базового проектирования количество оборудования увеличится в 1.5-2 раза и это отмечено в аудите, что некоторые из технологических узлов показаны эскизно.

Таблица 2.

////////////////////////////////////

Dipl. engineer Alexander Gadetskiy, phone: +40 (748) 148 257; e-mail: alexander.gadetskiy@inbox.lv
 Certificate of registration on engineering activities and technical consultations № F4/172/17.02.2014
 Certificate of registration on engineering and technical consultancy activities № J4/918/09.06.2023.
<https://makston-engineering.ru/>

В **Таблице 3**, оценка стоимости по каждой единице оборудования. Представленные данные являются предварительными, что позволяет оценить стоимость с точностью не выше 50% по программам стоимостного инжиниринга.

Таблица 3.

////////////////////////////////////

5. Достаточность баланса энергоресурсов для обоснованности конфигурации ОЗХ и очистных сооружений производственных стоков

Расходы энергоресурсов, **Таблица 4** по процессу являются предварительными, так как не все оборудование учтено в дизайн-проекте.

Таблица 4

////////////////////////////////////

В документации по ОЗХ, **Таблица 5** не представлена:

- очистка эмиссий диоксида углерода
- очистка воды после осветления мелассы
- очистка сточных вод процесса
- хранение сырья, химикатов, катализаторов и готовой продукции
- генерация энергоресурсов (деминерализованная вода, водяной пар, азот, воздух)

Таблица 5

////////////////////////////////////

6. Базовое проектирование, создание реплики, лицензионные права

Представленные материалы не могут рассматриваться, как базовый проект на расчет процесса и оборудования, так как PFD схема процесса разработана не полностью, а некоторые узлы выполнены эскизно.

Разработчики технологии в настоящий момент выполнили:

- гидролиз сахарозы до глюкозы с использованием коммерциализированного цеолитного катализатора, взамен ферментации или использования органических кислот, например, винная в качестве катализатора
- каталитическое гидрирование глюкозы до сорбита с использованием коммерциализированного родиевого катализатора, как комплексона
- каталитическая конденсация сорбита с последующей ароматизацией полупродукта до ксилолов с использованием коммерциализированного рутений-родиевого катализатора на цеолитном носителе.

Симуляция процесса выполнена с использованием всех возможностей. Свойства промежуточных продуктов, константы реакций, отсутствующие в программе, дополнялись из справочников.

Разработанный процесс имеет патентование, как по оборудованию, так и по технологическому режиму, что позволяет открыть лицензии, как минимум на три процесса

Разработчики технологии не выполняли и не планируют выполнять:

- получение водного раствора сахарозы из мелассы, его концентрирование
- переработку смеси ксилолов, а также толуола до параксилола
- переработку алкилбензолов (за исключением толуола) до бензола

7. Выводы и рекомендации применительно к коммерциализации процесса

7.1 Представленные материалы являются наиболее полными из аннотированных и реферированных дизайн-проектов по производству смеси ксилолов из возобновляемого растительного сырья.

7.2 Разработка базового проекта на расчет процесса и оборудования является обязательным условием. PFD схема должна быть детализирована до общепринятого уровня. PID схема должна быть выполнена заново с учетом регулирования процесса используемого в промышленных технологиях, а не лабораторных и пилотных практиках.

7.3 Решение по декантации катализатора из реакционной смеси гидролиза сахара до глюкозы, означает потерю катализатора. Или стоимость катализатора предполагает его потерю, или должно быть предложено иное решение.

7.4 Использование родиевого катализатора, как комплексона возможно в двух формах, как суспензия в реакционной массе и в стационарном слое на носителе. Технические решения применяются для обоих случаев, на стадии базового проекта будет принят итоговый вариант.

7.5 Технологическая операция каталитической очистки сорбита от примесей в водном растворе в присутствии водорода и **Rh-/////** катализатора представляется, как циклический процесс, но без какой-либо детализации.

7.6 Процесс каталитической конденсации сорбита с последующей ароматизацией полупродукта до ксилолов направлен на синтез толуола, а не смеси ксилолов. Выход толуола в два раза превышает выход ксилолов, **Таблица 1**. Безусловно, трансалкилирование толуола в изомеры ксилола, а они в свою очередь изомеризуются в параксилон – это промышленные процессы, но хотелось бы смещение равновесия в сторону ксилолов, а не толуола.

7.7 Фракционирование реакционной смеси после каталитического преобразования сорбита до ксилолов, выполнено с минимальными поправками. Фактически, потребуется больше колонн или больше тарелок в каждой из рассчитанных.

Особые условия применительно к разработчику технологии

7.8 //

7.9 //

7.10 //

Вывод. Экономика проекта перепроверяется после выполнения п. 7.1-7.10.