

В.С. ПАСТУШЕНКО, А.А. СТОПАКЕВИЧ

Одесский национальный политехнический университет

А.А. СТОПАКЕВИЧ

Одесская национальная академия связи им. А.С. Попова

## ИНФОРМАЦИОННО-ВЫЧИСЛИТЕЛЬНАЯ СИСТЕМА ПРОЕКТИРОВАНИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА УТИЛИЗАЦИИ УГЛЕКИСЛОГО ГАЗА В МЕТАНОЛ И СИСТЕМЫ ЕГО АВТОМАТИЗАЦИИ

*Рассмотрено использование подхода к проектированию технологического процесса утилизации углекислого газа в метанол, при котором интегрируются задачи моделирования статике и динамики технологического процесса на основе универсальных пакетов технологического моделирования с задачами синтеза системы автоматического управления.*

*Ключевые слова. Углекислый газ, метанол, технологический процесс, система управления, проектирование.*

V.S PASTUSHENKO, A.A.STOPAKEVICH

Odessa National Polytechnic University

A.A.STOPAKEVICH

O.S. Popov Odessa National Academy of Telecommunications

### INFORMATION COMPUTER SYSTEM FOR DESIGN OF RECYCLING CARBON DIOXIDE IN METHANOL TECHNOLOGICAL PROCESS AND ITS CONTROL SYSTEM

*Abstract. The usage of an integrated approach to the design of process recycling of carbon dioxide in the production of methanol is considered. The design of static and dynamic processes using universal packages of technology modeling and design of technological process control system are integrated.*

*Keywords. Carbon dioxide, methanol, technological process, control system, design*

**Введение.** Метанол – один из наиболее важных органических продуктов, широко используемых как полупродукт для промышленных синтезов в химической промышленности, так и в нефтепереработке, металлургии, производстве смол, производстве азота, кормового белка и т.п. В последнее время метанол все чаще используется в качестве источника энергии – топлива для ТЭС, моторного топлива, заместителя автомобильного бензинов. Из-за высокого октанового числа метанол часто используется в двигателях гоночных автомобилей.

Самый современный каталитический процесс утилизации углекислого газа в производство метанола имеет следующий вид: смесь углекислого газа и водорода подается в смеситель, нагревается в теплообменнике отходящими газами и попадает в реактор синтеза (РС). Продукты синтеза охлаждаются в холодильнике, сконденсированный метанол собирается в сепараторе, а непрореагировавший газ смешивается со свежим газом (рецикл) и снова направляется в реактор синтеза. Метанол-сырец из сепаратора подается в ректификационную колонну (РК), верхним продуктом которой является товарный метанол.

Для расчета процесса и его подстройки под практически бесплатные выбросы углекислого газа тепловых станций и котельных в качестве сырья, необходимо рассчитать аппаратуру технологического процесса (ТП) и создать современную систему автоматического управления (САУ).

В статье рассмотрено использование интегрированного подхода к расчету технологического процесса производства метанола, при котором интегрируются задачи моделирования статике и динамики ТП с на основе универсальных пакетов технологического моделирования (УПТМ) с задачами синтеза системы автоматического управления (САУ).

**Принципы интегрированного подхода.** Интегрированный подход позволяет выявить и преодолеть следующие противоречия, возникающие в процессе расчета ТП и САУ ТП:

- между достижением оптимальности рабочего режима каждого агрегата и оптимальностью всего ТП, включающего рециркулирующие потоки,
- между достижением оптимальности технологического расчета и оптимальностью управления с точки зрения разработчика системы автоматизации,
- между удобством использования линейных математических моделей и регуляторов при построении САУ и нелинейным поведением реальных технологических объектов.

Диаграмма процесса разработки (ВРМН) с использованием интегрированного подхода показана на рисунке 1.

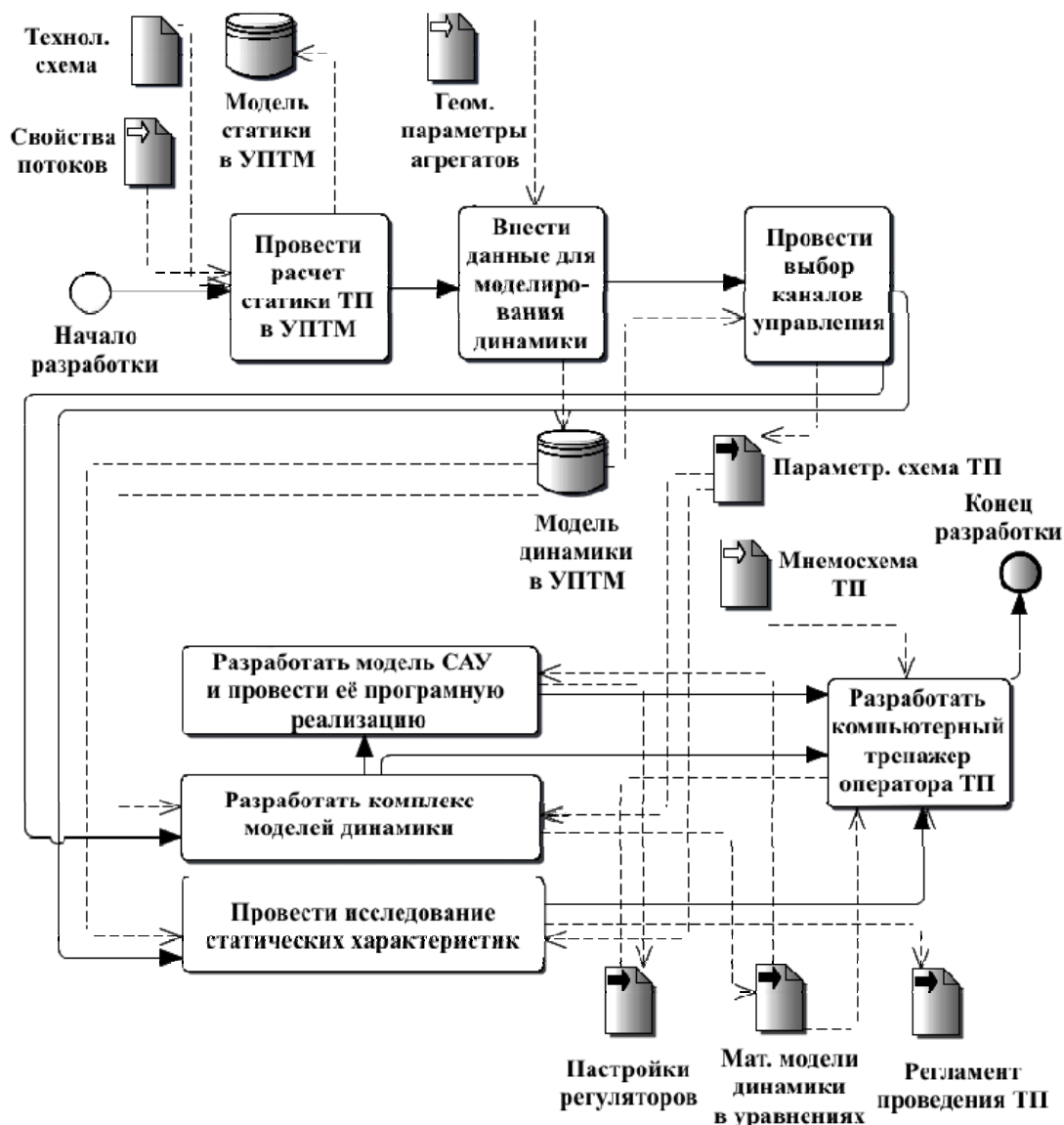


Рис. 1. BPMN-диаграмма процесса разработки с использованием интегрированного подхода

ТП производства метанола включает два сложных и ответственных технологических агрегата – РС и РК.

Известно, что задача управления РС в рабочем режиме может быть удовлетворительно решена с помощью ПИД-регулирования температуры или концентрации. Математическая модель канала в рабочем режиме в таком случае может быть с достаточной точностью описана как передаточной функцией второго порядка, так и первого порядка с запаздыванием. Однако диапазон адекватности такой линейной модели сравнительно мал в силу экспоненциальной зависимости скорости реакции от температуры в реакторе. Поэтому САУ на базе ПИД-регулятора не достаточно хорошо справляется с возмущениями [1]. В рассмотренном ТП проблема усугубляется наличием рециркулирующего потока, который приводит к постоянному изменению концентрации поступающей в реактор смеси, что увеличивает требования к системе управления. Компенсация возмущения по концентрации в силу нелинейности статической зависимости выходной концентрации и температуры от входной в первую очередь должна решаться на этапе технологического расчета. Это возможно путем изменения физических размеров реактора и/или добавлением дополнительных смесителей, которые стабилизируют входную концентрацию агрегатов. Таким образом, для достижения управляемости при расчете ТП необходимо определить оптимальную величину рецикла и концентрации, геометрические размеры реактора, а также запас расхода хладагента, чтобы САУ реактора способна была справиться с возмущениями.

Применительно к бинарной РК для метанола-сырца указанное противоречие проявляется в проблеме выбора количества тарелок, номера питающей тарелки, способа обогрева, от чего зависит экономическая эффективность ТП и качество очистки конечного продукта. Давно известно, что в терминах модели первого порядка с запаздыванием, увеличение количества тарелок приводит к увеличению постоянной времени и времени запаздывания в каналах объекта, связанных с концентрацией, температурой и давлением [2], что делает объект не только более инерционным в терминах линейных моделей, но и более

управляемым с точки зрения разработки систем управления из-за большего интервала линейности в статических характеристиках.

Проблема выбора номера питающей тарелки как показано в [3] тесно связана с возможностью системы управления справляться с различными возмущениями. Для рассмотренной РК критически важным параметром является концентрация верхнего продукта (товарного метанола), потери метанола в нижнем продукте менее критичны. Для этого случая в работе показано, что для наиболее легкого поддержания концентрации верхнего продукта питающую тарелку необходимо размещать ближе к верху РК, что позволяет более легко компенсировать возмущения, как по расходу, так и по концентрации питания. Это объясняется неравномерным распределением жидкости на тарелках в реальной РК, что обычно не учитывается в классических технологических расчетах РК и не отображается во многих математических моделях динамики РК, которые описывают динамику потарелочно.

Отдельно стоит отметить, что проблема выбора переменных системы управления РК при использовании децентрализованных регуляторов ПИД-семейства также не относится к классу однозначно решаемых. Можно выделить три подзадачи при такой постановке: управление уровнями и давлением, управление концентрациями и управление температурным режимом. В работе [4] приведено обобщение большинства правил и рекомендаций. Отдельное решение задачи управления уровнями с помощью управления отбором продуктов РК не приводит к получению достаточно точной системы управления. Решение всех подзадач часто сводится к вычислительно сложной оптимизационной задаче поиска минимум 8-10 настроек регуляторов (для децентрализованной системы с 4-5 ПИ-регуляторами), по причине сильного взаимного влияния каналов друг на друга, особенно в РК, рассчитанных оптимально с точки зрения типовых критериев технологических расчетов. Альтернативой является использование многомерных регуляторов, задача синтеза которых тем не менее также требует внимание к вопросам точности моделирования и робастности [5].

Исходя из вышесказанного, можно сформулировать основные задачи, которые необходимо интегрировано решить:

- выбор управляемых переменных, которые позволяют гарантированно обеспечить качество продукта,
- минимизация отклонения величин управляющих воздействий для повышения управляемости объекта и уменьшения диаметров трубопроводов, количества затрачиваемой энергии на перекачку жидкости,
- минимизация степени влияния переменных агрегатов в технологической схеме при введении дополнительных рециркулирующих потоков для экономии энергии и сырья,
- оптимизация параметров агрегатов для достижения возможности компенсации возмущений САУ.

**Программное обеспечение интегрированного подхода.** Среди современных программных средств, которые возможно использовать в интегрированном подходе, можно выделить следующие:

- универсальные пакеты технологического моделирования (УПТМ) – Hysys (и производный от него UniSim, адаптированный под продукты Honeywell), Aspen Plus, ChemCad, COCO, DWSIM,
  - специализированное программное обеспечение (СПО) для расчета конкретных технологических агрегатов – ChemSep, Xchanger Suite,
  - специализированные математические пакеты (СМП) – Matlab, Octave, SciLab, FreeMat.

С точки зрения интегрированного подхода, применительно к ТП производства метанола, необходимыми требованиями к УПТМ являются:

1. возможность адекватного расчета статики ТП,
2. наличие удобного интерфейса для межпрограммного взаимодействия,
3. возможность оптимизации параметров отдельных технологических агрегатов,
4. возможность симуляции динамики технологического процесса с целью получения математических моделей динамики и тестирования работы САУ, SCADA-систем, компьютерных тренажеров.

Адекватность расчета статики зависит от трех факторов: наличие точной базы данных параметров химических компонентов и их связей, возможность использовать подходящее уравнение состояния, наличие точных математических моделей технологических агрегатов. В работе [6] показано, что модификация Соаве уравнения состояния Редлиха-Квонга (SRK) достаточно точно подходит для представления термодинамических параметров метаноловых смесей. Использование этого уравнения с точными исходными данными возможно во всех перечисленных пакетах технологического моделирования. Что касается точности используемых моделей технологических агрегатов, то для производственных, а не учебных целей, лучше использовать Hysys (или UniSim), Aspen Plus и ChemCad, результаты расчетов которых используют на производстве. В тоже время, несмотря на меньшую точность моделей, системы технологического моделирования COCO и DWSim – бесплатны для любого применения, а отсутствие своих точных моделей возможно компенсировать с помощью дополнительного программного обеспечения.

Возможность применения интегрированного подхода к теплообменным аппаратам показана в работе [7]. Разработанный алгоритм и программное обеспечение показывает, что использование специализированных математических пакетов и специализированного программного обеспечения

достаточно для расчета оптимальных конструктивных параметров теплообменника и расчета робастной САУ его температурным режимом.

Наиболее удобным для технологического расчета параметров химического реактора является пакет Hysys, поскольку он позволяет получить достаточно точные результаты с минимальным количеством исходных параметров. Более точных результатов возможно достичь в пакете Aspen Plus, однако для ввода исходных данных могут потребоваться ручные расчеты или опытные экспериментальные данные. В работе [8] показано, что с помощью Aspen Plus при наличии экспериментальных данных можно достичь практически полного совпадения модели с поведением реактора.

Наиболее проработанными являются математические модели РК в пакете Aspen Plus, поскольку позволяют учесть все сложные варианты процессов ректификации, например, реактивную или азеотропную ректификацию. В тоже время для модерирования нефтегазовых процессов больше подходит пакет Hysys. Для решения задачи технологического расчета бинарной РК метанола-сырца в рассмотренном случае пакет Hysys и специализированная программа оптимизационного расчета РК ChemSep способны дать приемлемые результаты.

Все рассмотренные УПТМ достаточно совместимы с программным интерфейсом межпрограммного взаимодействия CAPE-Open. Также в ряде пакетов взаимодействие возможно с помощью технологии ActiveX Automation и DDE. Наличие указанных программных интерфейсов позволяет легко реализовывать их взаимодействие со специализированными математическими пакетами, такими как Matlab и SciLab, а также с программным обеспечением, написанным на языках общего назначения ОС Windows и офисными пакетами.

Хотя рассмотренные пакеты технологического моделирования имеют встроенные языки программирования, для решения задач интегрированного подхода лучше их использовать в сочетании с специализированным программным обеспечением и со специализированными математическими пакетами. Так, например, ChemSep возможно использовать вместе с Aspen Plus и Hysys в силу разности использованных их алгоритмов расчета, отличающихся, в частности, различными возможными исходными данными для расчета. ChemSep автоматически способен решить задачу поиска оптимального количества тарелок, номера питающей тарелки, флегмового числа, требуемого давления конденсатора и ребойлера. Эти исходные данные можно затем использовать в Hysys или Aspen Plus для проверки возможности достичь требуемой концентрации продукта при условии более точного моделирования процессов разделения, в том числе учитывающего ряд конструктивных особенностей РК (геометрические размеры, тип тарелок, температура производственного помещения и т.п.). СМП при взаимодействии с УПТМ могут быть использованы для решения задач построения моделей статики конкретных ТП, оптимизации параметров технологических объектов с использованием оптимизационных алгоритмов, трудно реализуемых в языках программирования общего назначения.

Симуляция динамики ТП присутствует далеко не во всех УПТМ, а среди тех, в которых она реализована, она реализуется часто по остаточному принципу, следовательно результаты такого моделирования не всегда заслуживают доверия. Авторами не было найдено работ, сравнивающих разгонные характеристики динамической симуляции в ChemCAD (CC-Dynamics) и Aspen Plus Dynamics с данными реального производства. Что касается пакета Hysys, то такой сравнительный анализ присутствует в работах [9,10]. Результаты сравнительного анализа версии 10-летней давности показывают достаточно близкие, хотя и не полностью совпадающие, результаты симуляции динамики и реального поведения РК.

Явным преимуществом ChemCAD перед Hysys и Aspen Plus является отсутствие разделения режимов статики и динамики, переключение между ними происходит автоматически. В двух последних модели статики переводятся в модели динамики, которые не позволяют изменять параметры расчета, только добавлять определенных динамические параметры. При необходимости пересчета статики модель динамики в таком случае следует заново создавать и повторно повторять ввод параметров динамики. Aspen Plus Dynamics, в отличие от Hysys, частично дублирует функциональность пакета Matlab Simulink и позволяет интегрировать модели динамики с Simulink через специальный блок. В тоже время Hysys позволяет проводить симуляцию в реальном времени с указанным коэффициентом ускорения, что позволяет путем разработки несложного дополнительного программного обеспечения, обеспечивать его взаимодействие с пакетом Simulink, SCADA-системами, компьютерными тренажерами, ПЛК и т.п. Это позволяет избежать проблем, которые могут возникнуть из-за использования некачественных алгоритмов, неточных преобразований сигналов и т.п. и проявиться только в момент наладки системы автоматизации. Частично необходимость разработки дополнительного программного обеспечения можно снять с помощью дополнительного пакета Aspen OTS Simulator, с помощью которого возможно проводить симуляцию моделей Aspen Plus и Hysys в реальном времени с передачей данных по протоколу OPC.

**Выводы.** Сформулирована концепция интегрированного подхода к расчету технологического процесса производства метанола на основе утилизации углекислого газа котельных и ТЭС, а также автоматизации указанного ТП. Проведен анализ основных противоречий ТП производства метанола с точки зрения интегрированного подхода. Сформулирован перечень основных задач, которые необходимо решить.

Проведен анализ возможностей существующих программных средств для решения сформулированных задач. Показаны основные трудности, которые могут возникнуть с точностью и адекватностью выполнения расчетных задач и математического моделирования. Показано, что для решения

всех поставленных задач, применительно к ТП производства метанола, необходимо определенное сочетание универсальных пакетов технологического моделирования, специализированного программного обеспечения и математических пакетов.

### Литература

1. Upadhyay, R. Analysis of CSTR Temperature Control with Adaptive and PID Controller (A Comparative Study) [Text] / R. Upadhyay, R. Singla // IACSIT International Journal of Engineering and Technology, Vol.2, No.5, 2010.–P. 453-458.
2. Мандельштейн, М.Л. Автоматические системы управления технологическим процессом брагоректификации [Текст] / М.Л. Мандельштейн.– М.: Пищевая промышленность, 1975.
3. Cantrell, J. Effect of Feed Characteristics on the Controllability of Binary Distillation Columns [Text] / J. Cantrell, T. Elliott, W. Luyben // Ind. Eng. Chem. Res.- 1995 .– No.34(9).–P. 3027–3036.
4. Skogestad, S. The Dos and Don'ts of Distillation Column Control [Text] /S. Skogestad // Chemical Engineering Research and Design.–2007. – No.1 (85).–P. 13-23.
5. Стопакевич, А. Разработка робастной системы управления колонной атмосферной перегонки нефти [Текст] / А. Стопакевич // Восточно-Европейский журнал передовых технологий. –2015.– № 2 (77) .– с. 49-57.
6. Lundstrøma, C. Comparison of the SRK and CPA equations of state for physical properties of water and methanol [Text] / C. Lundstrøma, M. Michelsena, G. Kontogeorgisa, K. Pedersen, H. Sørensen// Fluid Phase Equilibria .– 2006. – No. 247(1) .– P. 149-157.
7. Стопакевич, А. Разработка модели и программных средств для создания робастной системы управления теплообменником [Текст] / А. Стопакевич // Автоматизация технологических і бизнес-процесів. - 2015.– № 3.– т. 7.– с. 51-60.
8. Barrera, R. Use of advanced simulators software Aspen Plus as teaching tool in chemical reaction engineering [Text] / R. Barrera, Y. Agudelo // Revista Educación en Ingeniería .– 2015.– No.19.–т. 10.– с.57-68.
9. Rueda, L. Modeling and Control of Multicomponent Distillation Systems Separating Highly Non-Ideal Mixtures [Text] // PhD Dissertation, The University of Texas at Austin, USA. – 2005.
10. Rueda, L. On-line Parameter Estimation and Control for a Pilot Scale Distillation Column [Text] / L. Rueda, T. Edgar, R. Eldridge //AIChE Annual .– 2004.

### References

1. Upadhyay, R. Analysis of CSTR Temperature Control with Adaptive and PID Controller (A Comparative Study) / R. Upadhyay, R. Singla // IACSIT International Journal of Engineering and Technology, Vol.2, No.5, 2010.–P. 453-458.
2. Mandelstein, M.L. Avtomaticheskie sistemy upravlenija tehnologicheskim protsessom bragorekifikatsii.– M.: Pshevaya promyshlennost, 1975.
3. Cantrell, J. Effect of Feed Characteristics on the Controllability of Binary Distillation Columns / J. Cantrell, T. Elliott, W. Luyben // Ind. Eng. Chem. Res.- 1995 .– No.34(9).–P. 3027–3036.
4. Skogestad, S. The Dos and Don'ts of Distillation Column Control // Chemical Engineering Research and Design.–2007. – No.1 (85).–P. 13-23.
5. Stopakevich, A.A. Robust control system design of crude oil atmospheric distillation column // Eastern-European Journal of Enterprise Technologies .–2015.– № 2 (77) .– P. 49-57.
6. Lundstrøma, C. Comparison of the SRK and CPA equations of state for physical properties of water and methanol / C. Lundstrøma, M. Michelsena, G. Kontogeorgisa, K. Pedersen, H. Sørensen// Fluid Phase Equilibria .– 2006. – No. 247(1) .– P. 149-157.
7. Stopakevich A.A. Development of the model and software for heat exchanger robust control system design // Automation of technological and business processes. - 2015.– № 3.– V. 7.– P. 51-60.
8. Barrera, R. Use of advanced simulators software Aspen Plus as teaching tool in chemical reaction engineering / R. Barrera, Y. Agudelo // Revista Educación en Ingeniería .– 2015.– No.19.–т. 10.– с.57-68.
9. Rueda, L. Modeling and Control of Multicomponent Distillation Systems Separating Highly Non-Ideal Mixtures // PhD Dissertation, The University of Texas at Austin, USA. – 2005.
10. Rueda, L. On-line Parameter Estimation and Control for a Pilot Scale Distillation Column / L. Rueda, T. Edgar, R. Eldridge //AIChE Annual .– 2004.

Рецензія/Peer review : 19.1.2017 р.

Надрукована/Printed :27.2.2017 р.

Стаття рецензована редакційною колегією