

Подготовка компьютерной модели сложной ректификационной колонны с различным положением внутренних перегородок

А. В. Панкрушина¹, Т. Н. Гартман², Д. В. Клушин³
ФГБОУ ВО «Российский химико-технологический
университет имени Д.И. Менделеева»
¹avpankrushina@gmail.com, ²tngartman@gmail.com,
³dklushin@gmail.com

О. В. Перерва
Государственный научно-исследовательский институт
химии и технологии элементоорганических соединений
opererva@mail.ru

Аннотация. В настоящее время одним из главных направлений в разработке энергосберегающих схем процесса ректификации является реализация сложных колонн с разделительной стенкой. Несмотря на активные исследования, внедрение таких колонн минимально. Это связано с отсутствием опыта проектирования и со сложностью управления из-за высокой чувствительности параметров процесса даже к незначительным возмущениям. В данной работе предлагается процедура подготовки модели сложной колонны с различным положением внутренних перегородок. Работоспособность разработанной процедуры продемонстрирована на примере трехкомпонентной зеотропной системы «этанол – пропанол – бутанол» при различных составе потока питания, отвечающим разным концентрационным областям.

Ключевые слова: сложные комплексы ректификационных колонн; ректификационные колонны с внутренними перегородками; энергоэффективность

Ректификация является одним из самых энергетически затратных процессов разделения. Вместе с тем это самый распространенный в мировой промышленности метод разделения многокомпонентных жидких смесей [1–3].

В настоящее время, одним из главных направлений в разработке энергосберегающих схем процесса ректификации является реализация сложных колонн с разделительной стенкой (DWC) и комплексов с полностью и частично связанными тепловыми и материальными потоками (FTCDS). Ведущие зарубежные фирмы (BASF (Германия), Linde AG (Бавария), Uhde (Германия), Union Carbide (UOP) USA) активно работают в области разработки сложных колонн с разделительной стенкой. Ежегодно в строй вводят около пяти таких колонн [4–13].

Применение таких вариантов разделения обеспечивает экономию энергии и снижение капитальных затрат до 20% за счет сокращения объема колонны и исключения части конденсаторов и кипятильников.

Вышеперечисленное обуславливает интерес к исследованию и созданию компьютерных моделей установок с использованием моделирующих программ [14] для разделения смесей с применением сложных колонн с

внутренней разделительной стенкой, поиску оптимальных параметров работы данных установок, снижением энергозатрат и как следствие материальной выгоде.

Одной из проблем при применении моделирующих программ является отсутствие процедур расчета сложных колонн с внутренней перегородкой. В современных моделирующих программах заложены алгоритмы расчета ректификационных колонн с несколькими потоками питания и отбора. [15] Для моделирования сложных комплексов, таких как стриппинг секций, колонн с перегородкой, комплексов со связанными тепловыми и материальными потоками, процедура моделирования должна представлять собой расчет технологических схем с различным числом рециклических потоков. Для обеспечения сходимости расчетов таких комплексов необходимо разрабатывать отдельные процедуры, включающие выбор оптимальных алгоритмов расчета рециклов и физически обоснованных начальных приближений. На сегодняшний день этот вопрос недостаточно проработан и требует к себе особого внимания.

В настоящей работе предлагается процедура подготовки модели сложной колонны с различным положением внутренних перегородок с использованием моделирующей программы CHEMCAD.

Для демонстрации процедуры подготовки компьютерной модели сложной колонны с внутренней разделяющей стенкой была выбрана колонна с внутренней перегородкой, расположенной по центру. Был принят следующий состав исходной смеси (в мольных долях) «Этанол (А) 0,1 – н-Пропанол (В) 0,6 – н-Бутанол (С) 0,3» и интервал колебания состава: $\pm 5\%$ изменения содержания компонента В в питании и $\pm 2\%$ интервал колебания значений соотношения компонента А к С. Смесь необходимо было четко разделить на индивидуальные компоненты, чистотой каждого 0.99 мол. доля по основному компоненту.

На первом этапе необходимо подготовить модель простого комплекса с симметричной последовательностью ректификационных колонн (рис.1), рассчитать

материальный баланс в условиях четкого разделения. Далее с учетом перепада давления в каждой колонне и колебания состава исходной смеси уточняется материальный баланс комплекса.

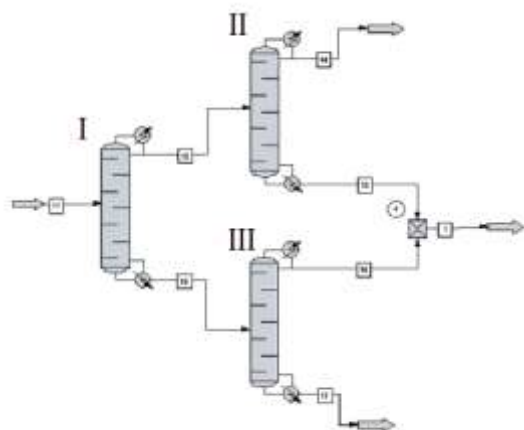


Рис. 1. Простой комплекс с симметричной последовательностью ректификационных колонн

Поскольку при объединении колонн в сложную колонну средний компонент отбирается в виде жидкости, необходимо уравнивать расходы потока пара, возвращаемого во вторую колонну из кипятильника, и потока жидкости, возвращаемого в третью колонну из дефлегматора. Следует помнить, что для первой колонны обязательно нужно учитывать тип конденсатора «парциальный», так как при моделировании колонны с перегородкой, первая колонна превратится в секцию сложной колонны, из верха которой выходит пар.

После уточнения материального баланса оптимизируются высоты колонн с учетом колебания состава потока питания. Итоговые высоты колонн формируются путём объединения максимальных значений числа тарелок укрепляющей и исчерпывающей секций, с целью обеспечения нужной чистоты товарных продуктов при разделении в условиях колебания состава потока питания.

Далее уже для полученного комплекса с оптимальными высотами вновь корректируется материальный баланс с целью уравнивания потоков пара и жидкости возвращаемых из кипятильника второй и конденсатора третьей колонны, соответственно.

На втором этапе для второй и третьей колонны комплекса (рис. 1) рассчитываются давление верха и низа, исходя из планируемых контактных устройств и с учётом объединения колонн в одну (т.е. давление верха колонны III должно равняться давлению низа колонны II). Одновременно увеличивается высота первой колонны так, чтобы она равнялась сумме высот исчерпывающей части колонны II (ниже точки питания) и укрепляющей части колонны III (верхняя часть колонны). Тарелка питания колонны I изменяется пропорционально изменению высоты этой колонны.

На третьем этапе исключается дефлегматор и кипятильник первой колонны, добавляются боковые отборы со второй и третьей колонн и дополнительные потоки питания, подающиеся на первую и последнюю тарелку первой колонны (рис. 2). Рецикловые потоки при этом остаются не замкнутыми. Параметры верхнего и нижнего потоков питания эквивалентны параметрам потока, стекающего с первой тарелки первой колонны в виде жидкости, и потока, уходящего с последней тарелки в виде пара.

После того как рассчитана первая колонна, и потоки питания для второй и третьей колонны изменились, пересчитываются флегмовое число второй колонны, исходя из упрощающего допущения, что все избыточное питание должно быть сконденсировано, и количество тепла, подводимого к кипятильнику третьей колонны, исходя из упрощающего допущения, что всё дополнительное жидкое питание требуется испарить.

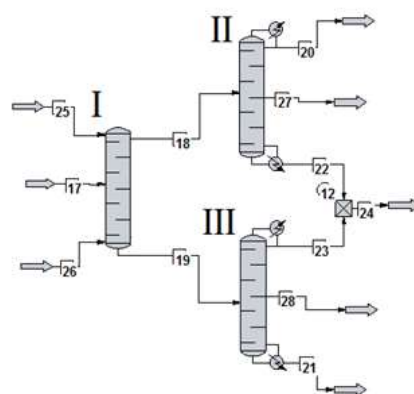


Рис. 2. Расчетная модель сложной колонны с перегородкой третьего этапа процедуры

На четвертом этапе замыкаются потоки рециклов между первой и второй колоннами, а также между первой и третьей (рис. 3). Естественно, предварительно убедившись, что значения соответствующих боковых отборов и потоков питания достаточно хорошо совпадают (отличие менее 1% можно считать удовлетворительным)

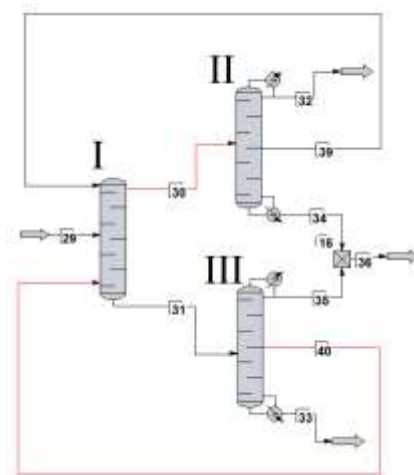


Рис. 3. Расчетная модель сложной колонны с перегородкой четвертого этапа процедуры

На пятом этапе замыкаются рецикловые потоки между второй и третьей колоннами (рис. 4), удаляя при этом соответствующие кипятильник и дефлегматор. Продуктовый поток в новой схеме образуется уже не в результате смешения дистиллята третьей колонны и кубовой жидкости второй, а как боковой отбор из потока жидкости, стекающей с нижней тарелки второй колонны на первую тарелку третьей колонны.

Для выполнения расчёта начальные приближения потоков задаются явным образом. Смешивая поток пара, возвращаемого во вторую колонну из кипятильника, и потока пара, поступающих в виде паров в дефлегматор третьей колонны, получают начальные приближения для потока пара, поступающего с верха третьей колонны в куб второй (рис. 4). В данном случае мы исходим из упрощающего предположения, что все пары третьей колонны, ранее поступавшие в кипятильник, теперь должны пройти всю вторую колонну в виде пара, сконденсироваться в кипятильнике, снова пройти вторую колонну в виде жидкости и только потом разделиться на боковой отбор и орошение третьей колонны.

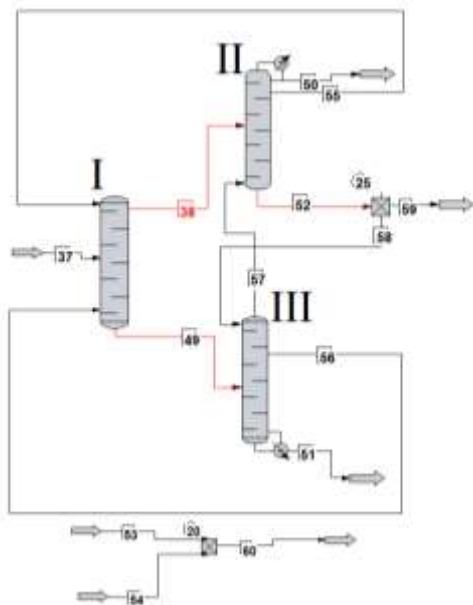


Рис. 4. Расчетная модель сложной колонны с перегородкой пятого этапа процедуры

На первой итерации продуктовые потоки и боковые отборы задаются также в явном виде, далее спецификации изменяются согласно требуемой чистоте разделения продуктов.

Следует отметить, что этот этап самый простой в подготовке схемы, но самый сложный с точки зрения сходимости.

На последнем шестом этапе для каждой колонны определяется новое соотношение бокового отбора к жидкому (для второй колонны) или паровому (для третьей колонны), уходящему с тарелки питания (в случае необходимости). До настоящего момента получение потоков с заданными значениями по содержанию

основного вещества для легкого и тяжелого компонента исходной смеси достигалось за счёт использования возможностей модуля расчёта колонны. Для бокового отбора, теоретически, можно было бы использовать контроллер (модуль CONT), в котором мы бы подбирали количество бокового отбора так, чтобы содержание среднего компонента равнялось заданному значению. Однако на практике для сложной колонны это невозможно сделать, так как невозможно однозначно определить порядок изменения отбора (увеличение или уменьшение) при отклонении концентрации целевого компонента от заданного значения. В зависимости от того, проваливается ли в среднюю часть колонны лёгкий компонент, или поднимается ли из куба тяжёлый, будет изменяться направление коррекции количества бокового отбора.

Используя комбинацию трёх контролёров (двух прямых и одного с обратным расчётом) и двух фиктивных потоков (количество среднего компонента (кмоль/ч) в дистилляте второй колонны и количество среднего компонента (кмоль/ч) в кубовой жидкости третьей колонны), получается фиктивный поток, в котором количество среднего компонента равно общим потерям этого вещества с легким и тяжёлым компонентами, выделяемыми как чистые продукты (рис. 5). На этот фиктивный поток устанавливается модуль CONT (обратный расчёт), на котором будет меняться количество бокового отбора до тех пор, пока оно не станет равно заданному значению. А заданное значение можно определить, как разницу между исходным количеством среднего компонента и его потерями с дистиллятом и кубовой жидкостью, покидающей технологическую схему.

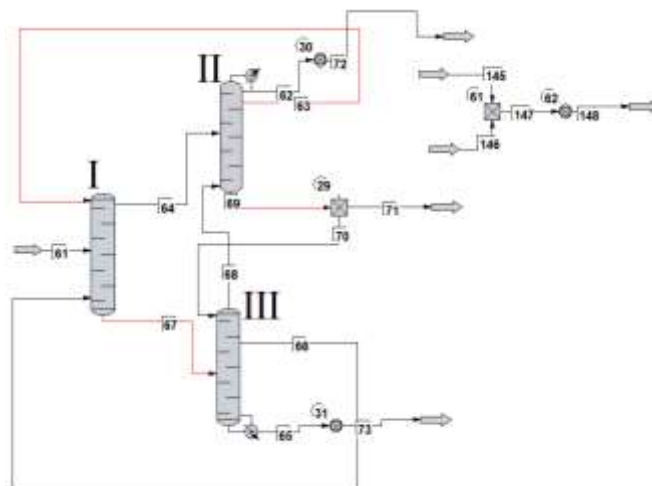


Рис. 5. Расчетная модель сложной колонны с перегородкой шестого этапа процедуры

На этом процедуру подготовки сложной колонны с разделительной стенкой по центру можно считать законченной, хотя при желании можно оптимизировать колонны (высота, тарелка питания, деление потоков жидкости и пара в боковых отборах второй и третьей колонны). Но надо иметь ввиду, что оптимизацию требуется делать с учётом обеспечения чистоты конечных продуктов при возможных колебаниях состава питания.

При подготовке сложных колонны с верхней и нижней разделительной стенкой необходимо пользоваться теми же принципами, что и для сложной колонны с перегородкой по центру.

Работоспособность разработанной процедуры моделирования сложных колонн с верхней, нижней и центральной внутренней разделяющей стенкой продемонстрирована на примере трехкомпонентной зеоотропной системы «этанол – пропанол – бутанол» для шести составов потока питания, отвечающим разным концентрационным областям:

Состав:	этанол	–	пропанол	–	бутанол
состав № 1:	0,5	–	0,2	–	0,3
состав № 2:	0,1	–	0,2	–	0,7
состав № 3:	0,1	–	0,6	–	0,3
состав № 4:	0,3	–	0,3	–	0,4
состав № 5:	0,22	–	0,58	–	0,2
состав № 6:	0,15	–	0,35	–	0,5

В таблице показаны полученные величины суммарных тепловых нагрузок сложных колонн с различным положением внутренних перегородок при различных составах потока питания.

ТАБЛИЦА I Суммарных тепловых нагрузок сложных колонн с различным положением внутренних перегородок, при различных составах потока питания

	Суммарная тепловая нагрузка комплекса, ккал/час		
	Сложная колонна с верхней перегородкой	Сложная колонна с нижней перегородкой	Сложная колонна с центральной перегородкой
Состав №1	137,94	139	146,11
Состав №2	122,51	104,47	129,65
Состав №3	171,21	173,26	119,07
Состав №4	141,39	184,66	152,69
Состав №5	167,56	171,39	139,28
Состав №6	144,29	133,99	136,79

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

- [1] Hernandez S., Segovia-Hernandez J.G., Rico-Ramirez V. Thermodynamically equivalent distillation schemes to the Petlyuk column for ternary mixtures // Energy. 2006. V. 31. № 12. P. 2176–2183.
- [2] Errico M., Tola G., Rong B.-G., Demurtas D., Turunen I. Energy saving and capital cost evaluation in distillation column sequences with a divided wall column // Chem. Eng. Res. & Des. 2009. V. 87. P. 1649–1657.
- [3] Wei-Zhong A., Xi-Gang Y. A simulated annealing-based approach to the optimal synthesis of heat-integrated distillation sequences // Comp. & Chem. Eng. 2009. V. 33. № 1. P. 199–212.
- [4] Adrian T., Schoenmakers H., Boll M. Model predictive control of integrated unit operations: Control of a divided wall column // Chem. Eng. Process. 2004. V. 43. P. 347–355.
- [5] Olujic Z., Judecke M., Shilkin A., Schuch G., Kaibel B. Equipment improvement trends in distillation // Chem. Eng. Process.: Process Intensification. 2009. V. 48. P. 1089–1104.
- [6] Parkinson G. Dividing-wall columns find greater appeal // Chem. Eng. Process. 2007. V. 46. P. 8–11.
- [7] Becker H., Godorr S., Kreis H., Vaughan J. Partitioned distillation columns – why, when & how // Chem. Eng. 2001. V. 108. № 1. P. 68–74.
- [8] Ennenbach F., Kolbe B., Ranke U. Divided-wall columns – a novel distillation concept // Process Technol. Q. 2000 (Autumn). P. 97–103.
- [9] Kolbe B., Wenzel S. Novel distillation concepts using one-shell columns // Chem. Eng. Process. 2003. V. 43. P. 339–346.
- [10] Heida B., Bohner G., Kindler K. Consider divided-wall technology for butadiene extraction // Hydrocarbon Process. 2002. V. 81. 50-B-D.
- [11] Schultz M.A., Stewart D.G., Harris J.M., Rosenblum S.P., Shakur M.S., O'Brien D.E. Reduce costs with dividing-wall columns // Chem. Eng. Progr. 2002. V. 98. P. 64–71.
- [12] Spencer G., Plana Ruiz F.J. Consider dividing wall distillation to separate solvents // Hydrocarbon Process. 2005. V. 84. 50-B-D.
- [13] Agrawal R., Fidkowski Z.T. Are thermally coupled distillation columns always thermo- dynamically more efficient for ternary distillation? // Ind. Eng. Chem. Res. 1998. V. 37. P. 3444–3454.
- [14] Гартман Т.Н., Клушин Д.В., Основы компьютерного моделирования химико-технологических процессов. М.: ИКЦ Академкнига, 2006. 412 с.
- [15] Гартман Т.Н., Советин Ф.С. Аналитический обзор современных пакетов моделирующих программ для компьютерного моделирования химико-технологических систем // Успехи в химии и химической технологии. 2012. Т. 26. № 11. С. 117–120